

VISIT...

LANZAROTE
Caliente.COM

В. СТРАУС

**ПРОМЫШЛЕННАЯ
ОЧИСТКА
ГАЗОВ**

INDUSTRIAL GAS CLEANING

SECOND EDITION

*The principles and practice of the control of gaseous
and particulate emissions*

W. STRAUSS

Reader in Industrial Science, University of Melbourne



PERGAMON PRESS

OXFORD · NEW YORK · TORONTO
SYDNEY · PARIS · BRAUNSCHWEIG

В. СТРАУС ПРОМЫШЛЕННАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

Перевод Ю. Я. Косого



МОСКВА · ХИМИЯ · 1981

Страус В.

Промышленная очистка газов: Пер. с англ. — М., Химия, 1981. 616 с., ил.

Дан краткий обзор основных методов извлечения газообразных и твердых примесей из промышленных газов (абсорбция, адсорбция, фильтрация, ультразвуковые и электромагнитные). Специальные разделы посвящены экономике процессов очистки и вопросам охраны окружающей среды.

Для широкого круга инженерно-технических работников химической, металлургической и других отраслей промышленности, а также преподавателей и студентов вузов, специализирующихся в области охраны окружающей среды.

616 с., 324 рис., 71 табл., 965 библиографических ссылок.

	Предисловие ко второму изданию	10
	Предисловие к первому изданию	12
	Условные обозначения	14
	Введение	19
	1. Зачем нужно очищать газы?	19
	2. Природа загрязняющих атмосферу веществ	20
	3. Способы возможной очистки газов	23
	4. Постановка задачи при очистке газов	24
ГЛАВА	I. ТРЕБУЕМАЯ СТЕПЕНЬ ОЧИСТКИ ГАЗОВ	26
	1. Стандарты по качеству воздушного бассейна	27
	2. Опасные концентрации загрязняющих веществ	31
	3. Концентрации на уровне почвы от высокорасположенных источников выбросов	35
	4. Географические факторы и проблемы газоочистки	43
	5. Законодательства в области охраны воздушного бассейна	44
ГЛАВА	II. ВЫБОР ОСНОВНЫХ ДАННЫХ	58
	1. Определение газовых потоков	58
	2. Измерение температуры газа	62
	3. Определение точки росы	72
	4. Классификация типов анализов	73
	5. Отбор и анализ основных газовых компонентов	74
	6. Отбор и анализ примесей	79
	7. Искоинетический отбор проб твердых и жидких частиц	81
	8. Коллекторы проб твердых и жидких частиц	86
	9. Объем пробы	90
	10. Методы гранулометрического анализа	90
	Методы анализа, основанные на геометрии частиц	91
	Анализ гранулометрического состава частиц, основанный на их аэро- и гидродинамике	93
	Средний размер частиц из данных по площади поверхности	96
	Другие методы гранулометрического анализа частиц	97
	11. Наблюдение и контроль загрязнения атмосферы	99
ГЛАВА	III. МЕТОДЫ УДАЛЕНИЯ ГАЗООБРАЗНОГО КОМПОНЕНТА: АБСОРБЦИЯ, АДСОРБЦИЯ И СЖИГАНИЕ	102
	1. Расчет коэффициента диффузии	103
	Диффузия двух газов в стационарном режиме	105
	2. Абсорбционная очистка газов	107
	Теории абсорбции	107

© 1976. by Pergamon Press

© Перевод 2-го издания на русский язык.
Издательство «Химия». 1981.

31403-117
050(01)-81 46.80.2802010000

	Разработка абсорбционных систем	111
	Проектирование абсорбционной установки	115
	Абсорбция газов	119
3.	Адсорбционная очистка газов	156
	Неполярные адсорбенты. Уголь	158
	Полярные адсорбенты	163
	Адсорбция с химической реакцией (хемосорбция)	165
4.	Процессы сжигания. Сжигание в пламени	181
5.	Каталитическое сжигание органических материалов	187
6.	Каталитическое окисление и разложение	191
	Диоксид серы	191
	Оксиды азота	196
	Оксид углерода	197
ГЛАВА IV. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ СРЕДЫ ДВИЖЕНИЮ ЧАСТИЦ		198
1.	Сопротивление среды в случае сферических частиц, движущихся с постоянной скоростью	199
2.	Сопротивление среды частицам, движущимся с ускорением	204
3.	Аэродинамическое сопротивление в дискретной среде	207
4.	Аэродинамическое сопротивление движению частиц в среде, ограниченной стенками	209
5.	Аэродинамическое сопротивление при наличии нескольких частиц	211
6.	Осаждение частиц из турбулентного потока	215
7.	Аэродинамическое сопротивление несферических частиц	218
8.	Шероховатость частиц	223
9.	Плотность частиц	223
ГЛАВА V. ПЫЛЕОСАДИТЕЛЬНЫЕ И ИНЕРЦИОННЫЕ УЛОВИТЕЛИ		225
1.	Теория проектирования пылеосадительных камер	225
2.	Применение простых пылеосадительных камер	230
3.	Инерционные пылеуловители	231
ГЛАВА VI. ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ		240
1.	Разделение частиц во вращающемся потоке	241
	Теория безвихревого движения	242
	Вихревая теория	245
2.	Прямоточные циклоны с неподвижным импеллером	251
	Прямоточные циклоны с обратным потоком	255
3.	Прямоточные циклоны с подвижным импеллером	256
4.	Центробежные циклонные пылеуловители (роторные пылеуловители)	258
	Обычные (противоточные) циклоны	258
6.	Прогнозирование эксплуатационных качеств циклона	262
7.	Предсказания перепада давления в циклоне	272
8.	Влияние высокой пылевой нагрузки	277
9.	Промышленные циклоны	280
	Прямоточные циклоны с неподвижными лопатками	281
	Прямоточные циклоны с подвижными лопатками	284
	Прямоточные циклоны с неподвижными лопатками и обратным потоком	285

	Спиральные пылеуловители	286
	Циклоны с вытяжным вентилятором	287
	Обычные (противоточные) циклоны	288
	Мультициклоны	291
	Циклоны для улавливания капель жидкости	292
10.	Последовательно расположенные циклоны (серии)	295

ГЛАВА VII. АЭРОДИНАМИЧЕСКИЙ ЗАХВАТ ЧАСТИЦ 298

1.	Распределение скоростей потока, обтекающего цилиндр	299
2.	Инерционное столкновение	301
3.	Перехват	307
4.	Диффузия	309
5.	Сочетание инерционного захвата, перехвата и диффузии	315
6.	Влияние температуры и давления на основные механизмы захвата	319
7.	Выделение частиц при гравитационном осаждении	321
8.	Электростатические силы	322
9.	Система улавливающих элементов	328
10.	Удержание частиц на коллекторе	331
	Силы Ван-дер-Ваальса	332
	Капиллярное притяжение	334
	Экспериментальные исследования адгезии частиц	335

ГЛАВА VIII. ФИЛЬТРОВАНИЕ С ПОМОЩЬЮ ВОЛОКНИСТЫХ ФИЛЬТРОВ 337

1.	Конструкция промышленной фильтровальной установки	338
	Методы удаления пылевых наплавов	340
	Подвески и опоры фильтрующих рукавов	347
	Кожух	347
2.	Фильтровальные материалы	349
	Свойства волокон и их применение	351
3.	Работа фильтровальных установок	359
	Расход газов (соотношение расходов газов и площади фильтровальной поверхности)	359
	Периодическое удаление пылевых отложений	360
	Перепад давления в среде	362
	Электростатические заряды в процессе фильтрования через волокна	366
4.	Волокнистые фильтры специального назначения	370
	Фильтры, предназначенные для работы при температурах свыше 400 °C	370
	Фильтры для улавливания аэрозолей	373
	Фильтры, предназначенные для дезактивации газообразных радиоактивных отходов	378
	Фильтры, предназначенные для кондиционирования воздуха	382

ГЛАВА IX. УЛАВЛИВАНИЕ ЧАСТИЦ В МОКРЫХ СКРУББЕРАХ 392

1.	Скрубберы с разбрызгиванием	394
	Испарение капель	397
	Конденсация на поверхности капель	399
2.	Центробежные скрубберы с разбрызгиванием	399
3.	Распылительные сопла	403
4.	Скрубберы с разбрызгиванием под действием струи газов	407

5.	Скрубберы с отражательными пластинами и набивным фильтрующим слоем	409
6.	Диспергирующие скрубберы	412
7.	Скрубберы с трубами Вейтури	413
	Теоретические основы процесса в скрубберах Вейтури	414
	Практическое применение скрубберов с трубами Вейтури	419
8.	Пенные скрубберы	429
9.	Соотношение эффективностей скрубберов	431
ГЛАВА X.	ОЧИСТКА ГАЗОВ В ЭЛЕКТРОФИЛЬТРАХ	434
1.	Образование короны	437
2.	Напряженность электрического поля и ток короны	440
3.	Зарядка частиц	448
	Зарядка путем столкновения и диффузии ионов	452
4.	Дрейф частиц	453
5.	К. п. д. электрофильтра	455
6.	Вторичные факторы, влияющие на осаждение частиц	
	Удельное сопротивление пыли	463
7.	Эффективная скорость миграции (э. с. м.)	472
8.	Удаление осажденного вещества	477
9.	Электроды и другие конструктивные детали электрофильтра	483
10.	Электростатическое осаждение при высоких температурах и давлениях	493
	Характеристика короны при высоких температурах и давлениях	494
	Миграция частиц при экстремальных условиях	498
	Проектирование электрофильтров для работы в экстремальных условиях	498
11.	Электропитание электрофильтров	500
12.	Рабочие характеристики электрофильтра, применяемые на практике	503
13.	Новые методы электростатического осаждения	510
	Электростатическое осаждение на переменном токе	510
	Электростатическое осаждение пространственным зарядом в турбулентном потоке	512
ГЛАВА XI.	ДРУГИЕ МЕТОДЫ И МЕХАНИЗМЫ ОБЕСПЫЛИВАНИЯ	514
1.	Агломерация частиц при броуновском движении	514
2.	Увеличение скорости агломерации при перемешивании	519
3.	Ускорение агломерации с помощью звуковых волн	520
4.	Термическое осаждение	535
5.	Осаждение в слое со стационарной набивкой	541
6.	Пылеулавливание в псевдоожиженном слое	542
7.	Разделение частиц в магнитном поле	545
ГЛАВА XII.	ЭКОНОМИКА ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ ГАЗОВ	546
1.	Стоимость очистки газа	547
	Капитальные затраты на установку для улавливания твердых частиц	548
	Капитальные затраты на очистку газов в скрубберах, абсорберах и в печах сжигания	550
	Стоимость вспомогательного оборудования	553
	Общие капиталозатраты	555
	Эксплуатационные и ремонтные расходы	557

	Постоянные издержки	558
2.	Общие эксплуатационные расходы	559
3.	Относительная стоимость различных типов газоочистных установок	565
	П р и л о ж е н и я	
1.	Примеры расчетов	571
	Расчет скорости газа по расходу топлива и его составу	571
	Расчет температуры по показаниям пирометра на всасе	572
	Способы выражения и расчет к.п.д. золоулавливания	573
	Расчет к. п. д. электрофильтров с учетом турбулентной диффузии	574
2.	Конструкции вытяжных устройств и трубопроводов	575
3.	Конструкции бункеров	578
4.	Типичные экзаменационные вопросы	580
5.	Плотность и вязкость газов	584
6.	Единицы СИ	585
	<i>Литература</i>	587

ПРЕДИСЛОВИЕ КО ВТОРОМУ ИЗДАНИЮ

Читатели первого издания догадываются, что в настоящей книге предпринята попытка рассмотреть критически научный и технологический аспекты, а также современное состояние дел в области очистных установок в промышленности, причем особый упор сделан на контроль загрязнений воздушного бассейна.

За шесть лет, прошедших со дня завершения работы над первым изданием, в технологии очистки газов достигнуты значительные успехи; так же значительны, хотя и в меньшей степени, успехи в развитии теории. Среди технологических достижений достаточно перечислить лишь немногие: процессы удаления SO_2 из дымовых газов, усовершенствование конструкции печей сжигания прямого действия, улучшенные материалы для изготовления фильтров, способных работать при 400°C и выше, разработка конструкции прямоточного циклона. Эти достижения и побудили автора пересмотреть предыдущее издание.

Новая книга позволит автору исправить ряд ошибок, обнаруженных в первом издании. Автор выражает благодарность всем тем, кто в своих письмах указал ему на них.

По выходе первого издания оказалось, что книга может быть использована в качестве учебника для студентов старших курсов и для слушателей специальных курсов по технологии защиты воздушного бассейна от загрязнений. С этой целью в книгу включен краткий раздел, в котором приведены экзаменационные вопросы, использованные автором в своей преподавательской работе. Автор был бы благодарен преподавателям и специалистам-практикам, которые сочли возможным прислать новые вопросы, особенно в виде примеров, для включения в последующие издания.

Первое издание подвергалось критике за то, что в него не была включена экономическая информация. Однако на той стадии это было сделано умышленно, ибо за исключением работы Стерманда [804] сведений было явно недостаточно. Позже в США, Англии и Австралии предпринимались попытки определить сметные расходы, но эти результаты будут опубликованы отдельно [15].

Во второе издание включена новая глава XII, которая призвана помочь в оценке расходов на оборудование, хотя она и не предназначена в качестве руководства при составлении рабочей сметы.

Автор выражает признательность за помощь, полученную им при подготовке нового издания в виде обсуждения книги и дружеской критики со стороны своих коллег и студентов, занимающихся исследованиями в Мельбурнском университете и в научно-исследовательских лабораториях Вестингауза, в частности, проф. С. Р. Симона и д-ра Я. В. Соммерса. Автор также выражает признательность за помощь, оказанную г-жей В. Картер и г-жей Д. Муир, которые с большим вниманием отредактировали рукопись.

Мельбурнский университет

Вернер Страус

Контроль за загрязнением воздушного бассейна в главном и столь многообразном его источнике — промышленном процессе — это задача, решением которой занимается все возрастающее число инженеров и ученых в области прикладных наук. Несколько лет назад, в самом начале своих занятий в аспирантуре, перед автором была поставлена задача найти новый метод для уменьшения выбросов отходящих газов в сталелитейных процессах, сделав особый упор на мелкодисперсные оранжево-коричневые выбросы, имевшие место в тогда лишь недавно внедренном методе кислородной продувки в мартеновских и пневматических сталелитейных печах. Новый процесс должен был стать дешевле существовавшего золоулавливания в электрофильтрах и скрубберах Вентури, хотя требования в отношении к.п.д. не были столь строгими.

В результате исследования был создан фильтр с галечным фильтрующим слоем, который в некоторых случаях [832] имел к.п.д. более 90%.

В начале своей программы исследовательских работ в опубликованной литературе невозможно было отыскать какие-либо сведения о выбросах отходящих газов на различных этапах мартеновского процесса. И хотя состав отходящих газов был известен, однако сведения о возможном механизме улавливания или соответствующие уравнения, которые позволили бы проверить применимость того или иного метода очистки, не были сведены в виде единого учебника или монографии. Более того, автор пришел к заключению, что специалисты-практики рассматривали процесс очистки газов как искусство, основанное на практическом опыте. Если даже в разрозненных докладах и освещались основы теории или механизмы очистки газов, то не существовало ни одного цельного пособия, к которому могли бы обратиться инженеры, желавшие применить их в «натуральных» расчетах или запрограммировать влияние одной из переменных технологического процесса при прохождении газа через систему газоочистки.

Даже сейчас лишь два метода очистки газа — абсорбция и улавливание в электрофильтрах — изучены достаточно хорошо. С другой стороны, методы очистки газов, основанные на механике частиц, как правило, всесторонне не изучены. Автор надеется, что

эта книга в какой-то степени заполнит существующий пробел и окажется полезной инженерам-проектировщикам и специалистам, выдающим задание на поставку оборудования для систем газоочистки, а также ученым в области прикладных наук, занимающимся разработкой новых методов очистки газов.

Автор выражает признательность за помощь и поддержку, которую он получил от проф. М. У. Тринга, первым обратившего внимание и интерес автора к данной области, и от его коллег, в частности, Р. С. Йоста, автора приложения 1, С. Х. Джонсона, прочитавшего и сделавшего много полезных предложений по главам IV и VII, и Дж. Б. Агню, оказавшему такую же помощь по главе III.

Автор выражает особую благодарность директору технической библиотеки Дж. Крейгу и его сотрудникам за помощь при работе со справочной литературой и схемами, а также Ф. М. Бейссель за хорошую печать рукописи.

- a — постоянная величина
— площадь раздела или площадь, приходящаяся на единицу объема
— высота входа в циклон
— расстояние от узла
— коэффициент диффузионного отражения
- A — площадь поверхности
— агрегатная площадь частиц в единице объема
— площадь пластин в электрофилтре
— амплитуда звуковых колебаний
- A_e — наружная поверхность пористой твердой частицы
- b — постоянная величина
— ширина входа в циклон (ab = поперечное сечение впускного отверстия в циклон)
- B — ширина отстойной камеры
— диаметр отверстия у вершины конуса циклона
- C — постоянная величина
— концентрация частиц в газе
— коэффициент коррекции Каннинггема
- C_0 — количество частиц в начале отсчета
— ось концентрации частиц
— функция прилаемого напряжения V и геометрия электрода ($V/\ln R_2/R_1$)
- C_D — коэффициент сопротивления
- $C_{D\lambda}$ — коэффициент сопротивления для ускоряющихся частиц
- C_p — удельная теплоемкость при постоянном давлении
- C_v — удельная теплоемкость при постоянном объеме
- C_v — обобщенный коэффициент турбулентной диффузии — поперечное дутье (Саттон [843])
- C_z — обобщенный коэффициент турбулентной диффузии — вертикальный Саттон [843])
- d — диаметр сферической частицы
- d' — диаметр сферы влияния
- d_A — диаметр площади (диаметр круга с такой же поверхностью, что и у частицы)
- d_c — диаметр скопления частиц
- d_e — диаметр сопротивления
- d_s — диаметр поверхности (диаметр сферы с такой же поверхностью, что и у частицы)
- d_o — диаметр объема (диаметр сферы с таким же объемом, что и у частицы)
- $d_{кр}$ — диаметр мельчайшей частицы, улавливаемой на 100%
- D — диаметр циклона
— диаметр улавливающего тела (волокно, капля, стержень или сфера)
— диаметр пробоотборного шупа
— коэффициент диффузии (брауновский)

- D_c — диаметр электродного стержня
- D_e — диаметр выходного штуцера циклона
- e — заряд
— заряд иона
— к. п. д. турбины
- E — интенсивность источника тепла по отношению к окружающей атмосфере
— напряженность электрического поля
- E' — интенсивность заряжающего поля
- $\bar{E}$ — энергетическая напряженность (звуковая)
- E_c — критическая напряженность электрического поля при отрыве газов
- f — скорость свободного падения частиц
— коэффициент трения Фаннинга
- F — сила сопротивления жидкости у частицы
- F_h — гидродинамическая сила притяжения в звуковом поле
- F_r — давление излучения в звуковом поле (Н)
- F_t — тепловая сила
- F_c — сопротивление жидкости скоплениям частиц
- F_e — электростатическая сила
- E_{ET} — электростатическая сила (отражение коллектора, наведенного на частицу)
- F_{EM} — электростатическая сила (отражение частицы, наведенной на коллектор)
- F_{EC} — кулоновская сила
- F_{ES} — сила пространственного заряда
- F_{ω} — сопротивление жидкости, скорректированное с учетом влияния стенок
- g — ускорение силы тяжести
- g_c — постоянная ускорения силы тяжести
- G — градиент температурного напряжения в атмосфере
— сила, действующая на частицу
— постоянная трения (Стайрманд) для циклонов
- G — параметр разделения по плотности
- h — высота цилиндрической части циклона
- H — общая высота столба пара (эффективная высота дымовой трубы)
— высота отстойной камеры
— высота циклона (или длина, если тело циклона изогнутое)
— напряженность магнитного поля (А-виток/м)
— постоянная Генри
- H_B — высота дымовой трубы
- H_T — высота установки переноса (газопоглощение)
- H_r — высота подъема столба пара
- H_v — момент подъема столба пара (скорость)
- i — ионизационный ток на единицу длины проводника
- I — интенсивность света
— число аггломерации (звуковой)
— сила звука
— переменная уравнения Босанке для высоты подъема столба пара
- κ — коэффициент истечения
— коэффициент затухания
- k — коэффициент Больцмана
- k_f — коэффициент массообмена от газа к твердой частице
- k_G — коэффициент массообмена от газа к пленке
- k_L — коэффициент массообмена от жидкости к пленке
- K — поправочный коэффициент
- K_G — коэффициент общего массообмена (в установках, работающих под давлением)
- K_L — коэффициент общего массообмена (в обогащательных установках)
- l — расстояние между двумя частицами
— расстояние для поглощения
— расстояние между ограждающими стенками
- L — скорость потока жидкости

— глубина фильтрующего слоя
 — длина отстойной камеры
 — расстояние между проводом и пластиной в электрофилт্রে
 — расстояние, пройденное частицей в звуковом поле
 L_1 — отношение расхода жидкости к расходу газа в скруббере
 m — расход массы
 — масса частицы
 — коэффициент неровности
 M — относительная молекулярная масса
 — скорость осаждения ($\text{мг м}^{-2}/\text{день}$)
 — функция массы частиц и ионов
 M' — масса 1 моля
 $\bar{n}$ — число турбулентности (Саттон)
 — число, показывающее во сколько раз превышена сила тяжести
 N — число молекул на единицу объема
 — число точек
 — число на единицу объема
 — число оборотов
 — число оборотов потока газа в циклоне
 N_A — скорость молекулярного обмена образца A
 p_A — парциальное давление компонента
 $p_{\text{ам}}$ — среднее логарифмическое парциального давления компоненты A
 P_i — парциальное давление на поверхности раздела
 P — общее давление газа
 — мощность
 — вероятность улавливания
 P_c — давление газа в циклоне (среднее)
 P_i — давление газа на входе в циклон
 Re — число Рейнольдса
 Δp — перепад давления
 $\Delta p_{\text{сг}}$ — перепад давления при постоянном расходе газа
 q — заряд на частице (индекс i относится к частице i)
 Q — скорость потока газа ($\text{м}^3/\text{с}$, $\text{м}^3/\text{ч}$)
 Q' — скорость выброса загрязняющего газа
 r — радиус частицы
 — расстояние от центра частицы до центра уловителя
 — сопротивление слоя пыли
 $r_{\text{ср}}$ — средний радиус поры
 R — универсальная газовая постоянная
 — радиус круга
 — радиус электродного провода и трубы в электрофилт্রে
 — параметр улавливания (d/D)
 R_A — сопротивление ускоряющихся частиц
 Re — число Рейнольдса (uDr/μ — трубы, $u_{\text{др}}/\mu$ — частицы)
 Re_c — число Рейнольдса для улавливающего тела (v_0Dr/μ)
 R_h — половина расстояния между центрами сферы при расположении частиц в углах шестигранника
 S — поперечное сечение абсорбционной колонны
 — удерживающая сила [для древесного угля, см. уравнение Турка (III.60)]
 — расстояние
 — ширина слоя короны электрода
 — коэффициент воздействия (отношение диаметра сферы воздействия частицы к реальному диаметру частицы)
 — глубина выходного штуцера циклона
 — площадь улавливания в электрофилт্রে на единицу объема потока газа
 S^* — безразмерное расстояние до перевала
 Sc — число Шмидта ($\mu/\rho D$)
 t — время
 T — абсолютная температура

T_s — температура газа на выходе из трубы
 T_1 — абсолютная температура, при которой плотность дымовых газов равна плотности атмосферы (K)
 u — скорость газа
 — скорость ветра
 $\bar{u}$ — средняя скорость
 — средняя скорость молекул газа
 u_r — амплитуда скорости газа
 u_H — осевая скорость
 u_i — скорость на входе
 — ионная подвижность
 $u_{\text{ч}}$ — амплитуда скорости частицы
 u_R — радиальная скорость
 u_s — поверхностная скорость
 u_t — конечная скорость
 u_T — тангенциальная скорость
 U_{τ} — скорость сдвига
 U — средняя скорость газа
 U_s — скорость звука
 v — скорость
 — скорость на выходе из трубы
 v_0 — скорость ненарушенного потока жидкости вверх
 Δv — относительная скорость двух частиц
 V — скорость потока газа (поглощение)
 — объем отстойной камеры
 V_a — рабочий объем
 V_A — объем образцов A при точке кипения
 U — напряжение, разность потенциалов
 U_1 — напряжение улавливающего тела
 U_c — пусковое напряжение коронарного электрода
 U_a — потенциал на слое осажденной пыли
 w — толщина облицовочного слоя
 W — скорость выброса твердых частиц
 — масса адсорбирующейся твердой частицы
 — расстояние между соседними электродами в электрофилт্রে
 x — расстояние в направлении ветра от трубы (дисперсия столба пара)
 — мольная доля
 — нисходящее расстояние в электрофилт্রে
 — толщина граничного слоя
 — толщина слоя пыли
 — содержание пыли в фильтрующей ткани
 — экспонента в уравнении напряжение/ток короны
 x_e — равновесное содержание пыли в фильтрующей ткани
 X — функция в уравнении подъемной силы Босанке
 X_r — амплитуда вибрации газа
 $X_{\text{ч}}$ — амплитуда вибрации частицы
 Y — расстояние, перпендикулярное к направлению ветра (дисперсия столба пара)
 — мольная доля
 Z — функция в уравнении Босанке
 — высота абсорбционной колонны
 — параметр диффузионного улавливания
 z — число частиц на 1 м^2 ткани
 α — постоянная
 — угол лопатки
 — коэффициент потерь на входе в циклон
 — плотность упаковки
 β — постоянная
 — постоянная потеря
 — поправочный коэффициент для концентрации объема

- γ — отношение C_p/C_v
- ε — пористость или пустоты упакованного тела или пористой твердой частицы
- диэлектрическая проницаемость аэрозольной частицы
- ε_0 — удельная диэлектрическая проницаемость пространства ($8,85 \cdot 10^9$ А²/Н)
- ε — число потерь
- ξ — безразмерный коэффициент потери давления
- η — к. п. д.
- η_c — к. п. д. улавливания перехватом
- η_D — к. п. д. диффузионного улавливания
- η_I — к. п. д. инерционно-ударного улавливания
- η_o — общий к. п. д.
- η_{CD} — комбинированный к. п. д.
- η_z — к. п. д. улавливания частиц на ткани
- θ — угол движения частиц
- параметр цилиндрической координаты
- κ — коэффициент проницаемости
- теплопроводность
- постоянная коагуляции
- κ_r — теплопроводность газа
- κ_q — теплопроводность частицы
- λ — средний свободный пробег молекул газа
- длина звуковых волн
- μ — вязкость газа
- μ_d — вязкость капли
- ν — частота
- ξ — постоянная в уравнении свободного завихрения
- ρ — плотность газа
- ρ_F — плотность слоя фильтрующей ткани
- $\rho_{ж}$ — плотность жидкости
- ρ_n — плотность паров
- ρ_q — плотность частицы
- σ — диаметр молекулы
- поверхностное натяжение
- пространственный заряд на единицу объема
- σ_{AB} — сумма радиусов двух взаимодействующих молекул ионов (расстояние между центрами)
- τ — безразмерный параметр времени
- постоянная времени
- безразмерная длина электрофильтра ($x/Lf(D)$)
- период вибрации
- τ_0 — напряжение сдвига жидкости у стенки
- параметр, равный $mu_f^2/3\pi\mu dR_2$
- Φ — коэффициент трения для циклонов (формула Стерманда)
- Φ — плотность тока (А/м²)
- безразмерный параметр скорости дрейфа
- χ — внутренняя пористость твердых гранул
- округлость частиц
- ψ — параметр инерционной ударности
- Ψ — сферичность
- ω — скорость дрейфа
- ω' — эффективная скорость миграции

1. ЗАЧЕМ НУЖНО ОЧИЩАТЬ ГАЗЫ?

Существуют две основные причины для очистки промышленных газов: экономическая выгода и защита окружающей среды в широком смысле слова. Так, прибыль может быть получена при использовании отходящих доменных газов для получения тепла и электрической энергии при условии, что из газов будут удалены пылевидные примеси для наиболее полного сгорания. С другой стороны, из отходящих газов можно извлекать оксид серы (IV) [951] и восстанавливать его до серы экономически выгодным путем или, например, выделять германий из летучей золы некоторых углей.

Защита рабочих, занятых в промышленности, и населения вообще от воздействия вредных примесей, а также сохранение чистоты окружающей среды является другой причиной очистки газов. Например, отходящие газы, содержащие такие токсичные примеси, как мышьяк или свинец, представляют серьезную опасность для здоровья работников предприятия и окружающей среды населения [353]. Другие отходящие газы, содержащие, например, фтористые соединения или оксид серы (IV), хотя и не представляют непосредственной опасности для здоровья людей при данной концентрации, но могут уничтожать растительность, постепенно разрушать окружающие нас сооружения, усложняя жизнь в промышленном городе [500].

Степень очистки газов в промышленности определяется главным образом экономическими факторами: так, в некоторых случаях газоочистная установка снижает экономичность работы завода в целом или потребует его коренной реконструкции, в то время, как другая установка, хотя и не столь эффективная, позволит продолжать производство. Если улавливаемый материал является основным продуктом процесса, например, твердые частицы в процессе распылительной сушки, выбор оптимального типа коллектора будет зависеть от экономического соотношения между стоимостью теряемого продукта и стоимостью высокоэффективного коллектора. Поскольку на практике глубокая очистка газов осуществляется с целью предотвращения загрязнения атмосферы, здесь будет рассмотрена природа таких загрязнений.

2. ПРИРОДА ЗАГРЯЗНЯЮЩИХ АТМОСФЕРУ ВЕЩЕСТВ

Загрязнение воздуха может быть естественным или возникать в результате деятельности человека. Естественное загрязнение обусловлено морскими брызгами, эрозией почвы или извержениями вулканов. Наиболее известное из них — извержение вулкана Каркатау в Индонезии в 1883 г. — вызвало искусственное затемнение Солнца в округе на многие сотни миль. Брызги морской воды, содержащие в основном хлорид натрия, составляют значительную долю водорастворимой фракции наносных материалов, отобранных на расстоянии около 30 км от береговой линии, в то время как в более отдаленных местах содержатся другие природные соли, главным образом сульфат кальция [840].

Биологическое разложение, в частности жизнедеятельность почвенных бактерий, ведет к образованию больших количеств сероводорода, аммиака, углеводородов, оксидов азота (N_2O , NO , NO_2) и углерода (CO , CO_2). Во всех этих случаях результаты деятельности природных источников намного превышают результаты «рукотворной» деятельности. Исключением в этой области является эмиссия CO (около $220 \cdot 10^9$ кг ежегодно), которая обусловлена практически полностью выхлопными газами и намного превосходит количества, созданные природными источниками, например, лесными пожарами [612, 688].

Загрязнение атмосферы вследствие деятельности человека возникает либо при сжигании углеродсодержащих веществ — угля и продуктов его переработки, нефти и древесины, либо как отход производства химических веществ и цемента, металлургической и горнодобывающей промышленности, а также при сжигании бытовых отходов. На рис. 1 представлены главные источники и основные компоненты загрязнений воздушного бассейна [603].

Наиболее важными компонентами с количественной точки зрения являются как газообразные продукты сгорания CO , CO_2 и SO_2 и SO_3 , так и пылевидные: летучая зола, состоящая в основном из неорганических веществ, и несгоревший углерод. На рис. 2 представлено количественное распределение компонентов загрязнений для современной страны с высокоразвитым транспортом и промышленностью.

Улавливание твердых частиц в настоящее время осуществляется на всех тепловых электростанциях, поддержание же минимальной концентрации оксида углерода (II) в отходящих газах достигается в результате ряда эффективных операций. Так, хотя пребывание в среде холодных неразбавленных дымовых газов, содержащих около 0,2% CO , очень опасно, концентрации, существующие вблизи тепловых электростанций, не представляют опасности. В то же время кумулятивный эффект выхлопных газов автомобилей при возникновении автомобильной пробки в дорожном тоннеле может привести к опасным концентрациям CO , поэтому длинные дорожные тоннели должны быть снабжены датчиками для предотвращения подобного риска. Улавливание SO_2 из отходящих газов, где его концентрация может превышать 0,4% в зависимости от содержания серы в топливе, остается одной из наиболее сложных проблем защиты воздушного бассейна.

Максимально допустимая концентрация (М.А.С.)*, представляющая собой рекомендуемую предельную максимальную концентрацию при 8-часовой экспозиции, равна 5 частям на 1 млн. частей (ppm, или $млн^{-1}$) для оксида серы (IV), однако даже при концентрации $0,2 \text{ млн}^{-1}$ возможно поражение сосновых деревьев, клевера и люцерны (другие растения, например капуста, несколько более стойки) [958]. Конхельбел [803] указал, что потенциальная эмиссия $SO_2-H_2SO_4$ от современной тепловой электростанции номинальной мощностью 1000 МВт равна $5,5 \cdot 10^5$ кг/сут, поэтому необходимо принять особые меры для удаления оксида серы (IV) перед ее выбросом в атмосферу либо удостовериться в том, что концентрация газа в результате эмиссии не превысит $0,1 \text{ млн}^{-1}$ даже в том случае, когда атмосферные условия не способствуют его рассеиванию.

* Maximum allowable concentration. Вместо М.А.С. в настоящее время в США, Соединенном Королевстве и повсюду широко используются предельные пороговые значения (ППЗ, или TLV—Threshold Limit Values). Численно они совпадают с М.А.С.

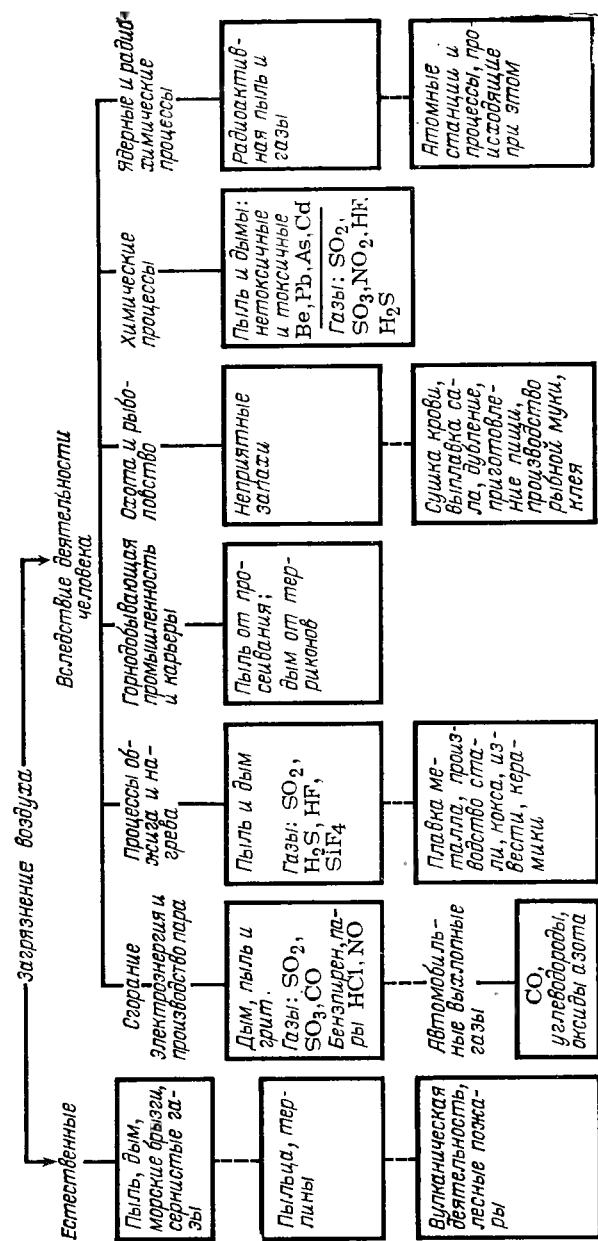


Рис. В-1. Источники загрязнения воздуха [609].

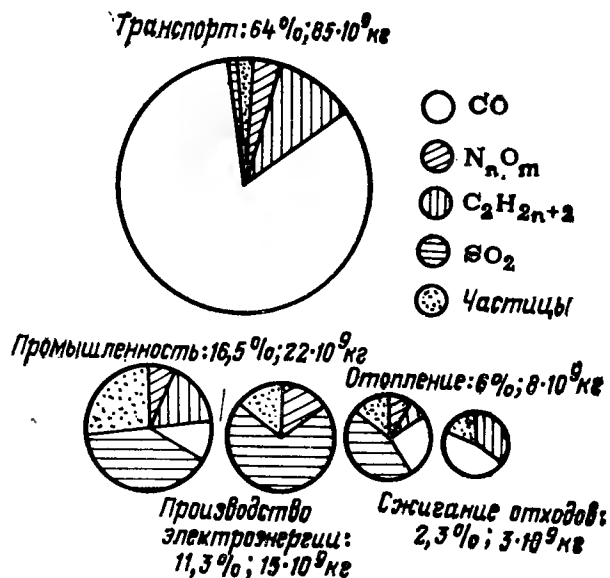


Рис. В-2. Основные источники загрязнения воздуха в США (данные за 1965 г.) [251].

Фториды поражают растения уже при концентрации 5 частей на миллиард (7—9 сут. экспозиции). Они содержатся в значительных количествах в отходящих газах заводов по производству минеральных удобрений, выплавке алюминия и других, где фтористые соединения входят в состав сырья или флюсов. ПДК для фтористых газов равна 3 млн⁻¹.

Наряду с газообразными загрязнениями большую проблему при очистке промышленных газов и охране воздушного бассейна представляют собой мелкие частицы твердых веществ и капельки тумана. Дымы, образующиеся при производстве и рафинировании низкоплавких металлов, таких как свинец, мышьяк, бериллий, кадмий и цинк, чрезвычайно ядовиты и их очистку необходимо проводить особенно тщательно. Содержание кислотных туманов, например, образующихся при производстве серной или фосфорной кислоты, очень часто ограничивается законодательством; обычно в таких цехах устанавливают эффективное газоочистное оборудование.

Твердые частицы и жидкие капельки имеют различное название: зола (грит), пыль, дым, копоть, туман, аэрозоль или смок. Ниже и на рис. 3 приведено распределение частиц по различным категориям в зависимости от их приближенных размеров, основных методов определения размеров и от визуального эффекта присутствующих частиц:

Зола (грит)	Крупные частицы размером более 76 мкм, не проходящие через сито размером 200 меш.
Пыль	Частицы размером менее 76 мкм (т. е. проходящие через сито 200 меш.) и более 1 мкм
Дым	Твердые частицы размерами менее 1 мкм
Туман	Жидкие частицы, обычно менее 10 мкм
Мгла (fog)	Туманы иногда называют фогом (мглой), если они достаточно густые и сильно ухудшают видимость

Копоть* (смok)	Летучая зола, продукты неполного сгорания, либо оба этих вида загрязнений как жидкие, так и твердые
Смог	Искусственное слово, составленное из слов «смok» и фог — используется для определения любого нежелательного загрязнения атмосферы
Сажа	Слипшиеся частицы несгоревшего угля, образующиеся при его неполном сгорании
Аэрозоли	Любые суспензии в воздухе (ранее так называли мелкодисперсные суспензии, относительно стабильные в воздухе)

* Это обозначение обычно употребляется при описании процессов сгорания.

Существуют два типа смогов — лос-анджелесский и лондонский; лос-анджелесский смог имеет фотохимическую природу и обусловлен выхлопными газами автомобилей, лондонский — вызван неполным сгоранием угля и характеризуется относительно высоким содержанием SO₂ и твердых частиц.

3. СПОСОБЫ ВОЗМОЖНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

Все промышленные газы — как отходящие, так и технологические — передаются по газоходам или трубопроводам, которые могут снабжаться соответствующими газоочистными устройствами. Естественно, выбор подходящего метода очистки зависит от природы улавливаемого материала. Если удаляемое вещество газообраз-

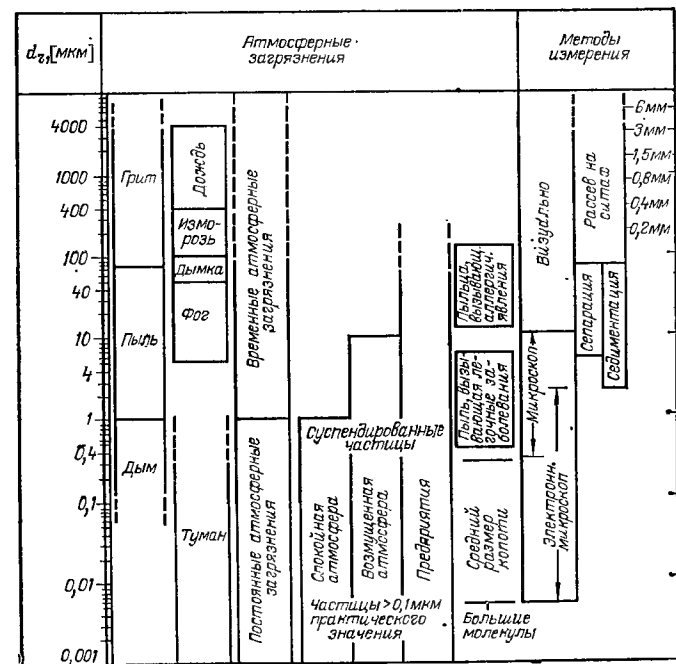


Рис. В-3. Классификация атмосферных загрязнений по размерам и основные методы определения размеров частиц [779].

но, возможны два альтернативных варианта: адсорбция или абсорбция примесей из газовой смеси либо дальнейшие химические превращения компонентов смеси.

Абсорбция газов широко применяется в тех случаях, когда очистке подвергаются большие газовые потоки, например пары HCl , аммиак, SO_2 и CO_2 . Адсорбция газов на твердых сорбентах более применима для поглощения незначительных или следовых количеств газов, например пары воды селикагелем, CO_2 известью или пары органических соединений активированным углем.

Под химическими превращениями газов с целью очистки подразумевают сжигание или каталитический процесс, в частности каталитическое окисление органических соединений. Однако к этому методу можно отнести и увеличение продолжительности процесса для окончания реакции вместо того, чтобы «заморозить» газовую смесь перед непосредственным выбросом ее в атмосферу.

Следовательно, технология удаления газовых загрязнений из газового потока основана на химических реакциях или на процессах адсорбции или абсорбции. В подавляющем большинстве одновременно применяют только один из методов, поэтому для конструктивной разработки газоочистных установок могут применяться типовые приемы химического машиностроения.

Удаление твердых частиц малого диаметра и капель жидкости гораздо сложнее и строгая физическая классификация методов не представляется возможной, поскольку в действие могут вступать, а и зачастую вступают, различные комбинированные методы. К основным физическим операциям, используемым для этой цели, относятся гравитационное осаждение, центрифугирование, инерционный или прямой захват, броуновская или вихревая диффузия, осаждение (термическое, электростатическое или магнитное), броуновская или акустическая агломерация и турбулентное разделение.

В большинстве пылеулавливающих устройств обычно несколько упомянутых выше процессов одновременно участвуют в очистке газового потока, хотя чаще всего только один из них является основным при осаждении частиц определенного типа. Так, процесс фильтрации основан на инерционном и прямом захвате и Броуновской диффузии. Однако Броуновская диффузия играет доминирующую роль в удалении частиц субмикронных размеров, тогда как инерция и прямой захват являются основными механизмами улавливания частиц микронного размера. В этом процессе важную роль могут играть также электростатические силы, поскольку заряженные частицы могут индуцировать заряд на незаряженной фильтрующей среде.

4. ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ПРИ ОЧИСТКЕ ГАЗОВ

Прежде чем рекомендовать и сконструировать соответствующее газоочистное оборудование, необходимо установить, какие вещества нужно удалить из газового потока, объем потока и его пара-

метры. Таким образом необходимо провести анализ газового потока и его компонентов. К наиболее необходимой информации относятся скорость газового потока, температура и состав газа, природа удаляемых компонентов, а также требуемая степень очистки.

Вопросы требуемой степени очистки будут обсуждаться в главе I, тогда как методы получения остальной информации будут рассмотрены в главе II. Иногда возможно, а в ряде исключительно сложных проблем и экономически необходимо в принципе отказаться от очистки газов либо путем изменения самого технологического процесса, либо переместив производство на подходящую площадку, либо просто удливив выхлопную трубу.

Если газоочистная установка предназначена для нового технологического процесса, необходимо получить и оценить информацию о скорости газового потока, температуре и составе газа. При этом информация о природе удаляемых веществ может быть почерпнута из литературных источников, либо на основе результатов, полученных на другом аналогичном предприятии. Часто чрезмерное увлечение разработками новых типов оборудования для газоочистных установок оказывается очень дорогим, поэтому более оправданными могут оказаться данные лабораторных исследований.

После адекватного анализа проблемы становится возможным провести расчеты, относящиеся к удалению газообразных компонентов или частиц. С помощью расчетов можно получить сведения о возможных механизмах очистки, а также о размерах и сложности необходимого оборудования. Такая экономическая оценка методов очистки газов позволит выбрать наиболее подходящий из них и укажет его стоимость.

Цель детального анализа механизмов газоочистки, приводимого в книге, является стремление автора помочь исследователям в расчетах найденных ими новых способов анализа этой проблемы.

ТРЕБУЕМАЯ СТЕПЕНЬ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

В тех случаях, когда газы предназначены для использования в химических процессах, из них должны быть удалены любые компоненты — газообразные или пылевидные, если они препятствуют проведению данного процесса. Так, например, оксид углерода (II) отравляет катализатор синтеза аммиака, поэтому его содержание должно быть уменьшено до допустимо низкого значения перед подачей водорода и азота в колонну синтеза. Степень требуемой очистки определяется верхним порогом концентрации, допустимой для данного процесса. Стоимость очистки газов в данном случае является частью экономики процесса в целом.

Другие газы, в основном природный газ, газы нефтеперегонки и коксовый газ производят главным образом для получения промышленного и бытового тепла; они содержат значительные количества сероводорода, вызывающего коррозию трубопроводов при охлаждении этих газов ниже точки росы. Кроме того, они выделяют неприятный запах при сгорании и могут повлиять на некоторые технологические процессы, такие как подогрев стальных поковок. Поэтому содержание сероводорода необходимо снизить до концентрации, приемлемой для потребителя.

Отходящие газы, образующиеся при сгорании топлива, в химических и металлургических процессах, обычно выбрасываются в атмосферу; они могут содержать опасные и вредные вещества, такие как оксид мышьяка или радиоактивные примеси; они могут быть неприятными — например, клубы дыма. Предельные величины выбросов определяются исходя из трех основных соображений: концентрация, угрожающая растительному или животному миру;

законодательные ограничения, определяемые государственными республиканскими или местными властями;

уменьшение загрязнения воздушного бассейна для обеспечения благополучия граждан.

Эти соображения взаимосвязаны; так законодательными ограничениями установлены концентрации выбросов в атмосферу, наносящие ущерб животному или растительному миру.

В разделах этой главы обсуждаются вопросы ограничения концентрации выбросов в атмосферу и концентраций примесей на

уровне почвы; коротко рассмотрены географические факторы, влияющие на концентрацию газов, а также организация законодательного контроля за загрязнением воздушного бассейна в основных промышленных странах мира.

1. СТАНДАРТЫ ПО КАЧЕСТВУ ВОЗДУШНОГО БАССЕЙНА

Ряд промышленно развитых стран разработали или разрабатывают в настоящее время «стандарты на показатели состояния воздушного бассейна», которые должны определить, что может внести в атмосферу источник загрязнения по отношению к составу газовой среды в рассматриваемой зоне или регионе. На Межрегиональном симпозиуме по критериям качества воздуха и методами измерений (1963 г.) [953]. Всемирная организация здравоохранения (ВОЗ) приняла и определила четыре уровня загрязнения, выраженные в концентрациях загрязняющих веществ и времени экспозиции (пребывания человека в данной атмосфере), на основе которых возможна разработка аналогичных стандартов в различных странах. Эти уровни, одобренные впоследствии Экспертной Комиссией ВОЗ по состоянию воздушного бассейна, определяются следующим образом:

1-й уровень: концентрация и время экспозиции, при которых согласно современным данным, не наблюдается прямого или косвенного воздействия на организм (включая изменения рефлексов или приспособительных защитных реакций). Это граничный уровень;

2-й уровень: концентрация и время экспозиции, при которых и выше которых проявляются признаки раздражения органов чувств, угнетающего действия на растительность, возникает ухудшение видимости и другие неблагоприятные явления в окружающей среде;

3-й уровень: концентрация и время экспозиции, при которых и выше которых возникают нарушения жизненных физиологических функций или изменения, ведущие к хроническим заболеваниям и уменьшению продолжительности жизни;

4-й уровень: концентрация и время экспозиции, при которых и выше которых возникают острые заболевания или наступает смерть значительной части населения.

Подробный перечень Стандартов на качество воздуха, соответствующий 1-у уровню, разработан в СССР. В сокращенном виде он приводится в табл. I-1 [881]. Однако Стандарты на качество воздуха в СССР являются гигиеническими стандартами, к достижению которых нужно стремиться, и пока они не будут достигнуты, необходимо пользоваться временными «Санитарными нормами», зависящими от реальных условий [687 а].

Смеси. При наличии токсичных свойств максимальная допустимая концентрация (МДК) примеси определяется из следующего уравнения:

$$\text{МДК} = A/M_1 + B/M_2 + CM_3 + \dots$$

ТАБЛИЦА 1-1

Содержание примесей в воздухе
(нормы СССР) [881]

Примеси	C _{таж} * одновременно		C _{таж} * средняя за 24 ч.	
	мг/м ³	млн-1	мг/м ³	млн-1
Азотная кислота				
HNO ₃	0,4	0,14	—	—
H ⁺	0,006	0,002	0,006	0,002
Акролеин	0,3	0,12	0,1	0,04
Аммиак	0,2	0,265	0,2	0,265
Анилин	0,05	0,012	0,03	0,007
Бензол	1,5	0,43	0,8	0,23
Диметилсульфид	0,08	0,027	—	—
Диоксид азота	0,085	0,042	0,085	0,042
Диоксид серы	0,5	0,167	0,15	0,050
Инертная пыль	0,5	—	0,15	—
Метанол	1,0	0,7	0,5	0,35
Метилацетат	0,07	0,02	0,07	0,02
Метилмеркаптан	9·10 ⁻⁶	4,4·10 ⁻⁶	—	—
Моноксид углерода	3,0	2,4	1,0	0,8
Мышьяк	—	—	0,003	—
Окись этилена	0,3	0,15	0,03	0,015
Пиридин	0,08	0,023	0,08	0,023
Пятиоксид ванадия	—	—	0,002	—
Ртуть	—	—	0,0003	—
Сажа	0,15	—	0,05	—
Свинец (без ТЭС)	—	—	0,0007	—
Серная кислота				
H ₂ SO ₄	0,3	0,07	0,1	0,023
H ⁺	0,006	0,0014	0,006	0,0014
Сероводород	0,008	0,0053	0,008	0,0053
Сероуглерод	0,03	0,0088	0,01	0,0029
Соединения фтора				
HF газ, SiF ₄	0,02	0,022	0,005	0,0055
NaF растворимый	0,03	0,016	0,01	0,005
AlF ₃ , Na ₃ AlF ₆ , CaF ₂ нераств.	0,2	0,1	0,03	0,015
Уксусный ангидрид	0,1	0,022	—	—
Хлористый водород				
HCl	0,2	0,12	—	—
H ⁺	0,006	0,0037	0,006	0,0037
Этилен	3,0	2,1	3,0	2,4

* Этот показатель специально оговорен как второй нижний предел максимально допустимой концентрации и очень близок к величине, принятой в США.

ТАБЛИЦА 1-2

Предлагаемое содержание примесей
в воздушном бассейне — штат Нью-Йорк [29]

Примеси	Концентрация продолжитель- ность действия	Объект распро- странения	Подзоны			
			1	2	3	4
Для зон и подзон						
Диоксид серы	млн ⁻¹ , менее 99% от часа	Жилая «подзо- на»	0,1 или 0,25	0,1 или 0,25	0,1 или 0,25	0,15 или 0,25
		Промышлен- ность подзо- на «Д»	0,1 или 0,25	»	»	»
Взвешенные частицы	мг/м³ 24 ч	Подзона «А»	50% < 40 84% < 60	45 70	55 85	65 100
		Подзона «Д»	50% < 65 84% < 100	80 120	100 150	135 200
Крупные части- цы	мг/см² 30 сут.	Подзона «А»	50% < 0,3 84% < 0,35	30 35	60 80	60 80
		Подзона «Д»	50% < 0,60 84% < 0,80	0,90 1,20	1,20 1,70	1,50 2,25
Для всех зон						
Окислители, включая озон	млн ⁻¹ , менее	—	0,05	0,05	0,10	0,10
	99% от времени					
	млн ⁻¹ , менее	—	0,15	0,15	0,15	0,15
	1 ч					
	млн ⁻¹ , менее	—	0,10	0,10	—	—
	4 ч					
Фториды (в ви- де HF в воз- духе)	млрд ⁻¹	—	1	1	3	4
Растворимые фториды в фураже для домашнего скота (на F)	млн ⁻¹	—	35	35	—	—

Здесь A, B, C — концентрации веществ M₁, M₂, M₃ и т. д. — соответствующие им величины МДК. Для смесей известного состава (SO₂ и фенол, SO₂ и HF, SO₂ и NO₂ и т. д.) МДК не должна превышать 10 мг/м³. В других смесях (CO+SO₂, H₂S+CS₂) фталевый ангидрид, малеиновый ангидрид и α-нафтахинон величина МДК не должна превышать значений МДК отдельных составляющих.

Акт о качестве воздуха, принятый в 1957 г. в США, [880] создает структуру для разработки подобных стандартов в Соединенных Штатах. Первые критерии, рекомендованные на основе этого Акта

в 1967 г., относятся к предельному содержанию оксида серы (IV) (в млн^{-1}):

Среднее время экспозиции	Максимальное	Среднее за 100 измерений
24 ч	0,05—0,03	0,04—0,06
1 ч	0,12—0,20	0,05—0,11
5 мин	0,10—0,50	0,05—0,14

В предложенных позже (февраль 1969 г.) измененных критериях констатируется, что было бы разумнее и с большей осторожностью считать, что концентрация оксидов серы в атмосфере выше $0,1 \text{ млн}^{-1}$ может нанести ущерб здоровью определенной категории населения. Предел содержания твердых частиц равен 80 мкг/м^3 , или $0,08 \text{ мг/м}^3$. Таким образом, стандарт на содержание SO_2 в США выше, чем «Гигиенический Стандарт» в СССР, тогда как норма на содержание твердых частиц близка к норме, принятой в СССР для сажи.

До опубликования этих данных различные штаты (Нью-Йорк, Калифорния, Колорадо, Орегон и Флорида) уже имели стандарты, устанавливающие качество воздушного бассейна, либо ставили перед собой цель их создания. В штате Нью-Йорк предпринимаются попытки определить как зональные нормы (являлась ли зона тор-

ТАБЛИЦА 1-3

Стандарты на содержание примесей в воздушном бассейне — Калифорния [29]

Примесь	Неблагоприятный уровень, конц./время	Опасный уровень, конц./время	Критический уровень, конц./время
Фотохимические (углеводороды, NO_2 , окислители, озон, аэрозоли)	$0,15 \text{ млн}^{-1}$ 1 ч (кг)	Не определяли	
Оксид углерода	Не задается	30 млн^{-1} 2 ч или 120 млн^{-1} 1 ч	»
Этилен	$0,5 \text{ млн}^{-1}$ 1 ч или $0,1 \text{ млн}^{-1}$ 8 ч	Не определяли	
Сероводород	$0,1 \text{ млн}^{-1}$ 1 ч	Не задается	
Диоксид серы	1 млн^{-1} 1 ч или $0,3 \text{ млн}^{-1}$ 8 ч	5 млн^{-1} 1 ч	10 млн^{-1} 1 ч
Твердые частицы	Снижение видимости до 3 миль ($\sim 4,8 \text{ км}$) при 70% влажности воздуха	Не задается	

гово-промышленной или жилой), так и ограничения внутри этих зон (субзональная классификация сельскохозяйственных, жилых, торговых субрегионов и субрегионов тяжелой промышленности). В табл. 1-2 приведены уровни концентрации SO_2 твердых частиц и других загрязнений.

Содержание некоторых примесей в воздухе всех регионов:

	мг/м^3		млн.^{-1}
Туман H_2SO_4	0,10	H_2S (1 ч)	0,10
Бериллий	0,01	CO (8 ч)	15

В Административных Правилах штата Калифорния установлены три уровня качества воздушного бассейна: неблагоприятный, вызывающий опасения и критический (аварийный), которые соответствуют 2, 3 и 4-у уровням ВОЗ. В табл. 1-3 приведены эти уровни для ряда загрязнений. Стандарты, принятые для других зон, учитывают меньшее число загрязнений.

2. ОПАСНЫЕ КОНЦЕНТРАЦИИ ЗАГРЯЗНЯЮЩИХ ВЕЩЕСТВ

Поскольку стандартами на качество воздушного бассейна установлена (в частности, в СССР) желаемая максимальная концентрация загрязняющих веществ, допустимая в определенный период

ТАБЛИЦА 1-4
Предельные (пороговые) значения загрязняющих веществ в непожарных промышленных газах [236]

Примеси	ACGIH*, млн^{-1}	Концентрация	
		млн^{-1}	мг/м^3
Анилин	5	5	19
Бензин	25	25	18
Бром	0,1	0,1	0,7
Бромистый водород	3	3	10
Диоксид азота	5		9
Диоксид серы	5	5	13
Диоксид углерода	5000	5000	9000
Муравьиная кислота		10	16
Озон	0,1	0,1	0,2
Оксид углерода	50	50	55
Перекись водорода	1	1	1,4
Пиридин	5	5	15
Сероводород	10	10	15
Тетрахлорметан	50	25	65
Толуол	200	200	750
Фтор	0,1		0,2
Фтористый водород	3	1,5	1
Хлор	1	1	3
Хлористый водород	5	5	7
Хлороформ	50	50	240
Цианистый водород	10	10	11
Этанол	1000	1000	1600

* ACGIH — American Conference of Governmental Industrial Hygienists (1966) — Рекомендации комитета по пороговым пределам Американского Объединения государственных и промышленных санитарных врачей.

времени при наилучших методах очистки, очень важно дать относительно точное определение концентраций загрязняющих веществ, соответствующих 3- и 4-му уровням по классификации ВОЗ.

Определение опасных уровней концентраций и времени экспозиции является очень сложной процедурой и существенно зависит от вида экспонированных растений и животных. В общем случае растения более чувствительны к загрязнению, чем животные и чем человек. В целях промышленной гигиены Американское объединение государственных и промышленных санитарных врачей (АОГ ПСВ) рекомендовало предельные пороговые значения (ППЗ) для значительного числа веществ; они представляют собой максимальные допустимые концентрации веществ, при которых здоровый человек может работать ежедневно в течение 8 ч без ущерба для здоровья. Эти значения (табл. I-4) могут быть взяты за основу, если нет дополнительной информации о данном веществе. Ниже приведено допустимое содержание твердых частиц в воздухе:

	АСГН, мг/м ³	Предложено, мг/м ³
Пыли и дым		
Алюминий (дым)	0,002	15
Бериллий	1	0,002
ДДТ	15	—
Диоксид титана	—	2
Дифенил	0,5	0,5
Линдан	0,5	0,25
Мышьяк	15	15
Оксид железа (дым)	15	15
Оксид цинка	2	1
Пиретрум	0,1	0,1
Пятиоксид ванадия	0,1	0,1
Ртуть	1	1
Серная кислота	0,5	0,5
Сурьма	—	0,1
Тетраэтилсвинец	—	—
Минеральная пыль		
Асбест	млн ⁻¹ /м ³	177
Диоксид кремния	—	177
>50% SiO ₂ своб.	—	708
5% <SiO ₂ своб. <50%	—	1770
<5% SiO ₂ своб.	—	1770
Карбид кремния	—	1770
Оксид алюминия	—	1770
Портланд-цемент	—	708
Слюда	—	—
Изотопы		
	Период полураспада	Пороговая концентрация, в воздухе [98], мкм/м ³
	Год	дни
¹⁴ C	5568	—
⁶⁰ Co	5,3	—
³ H	12,4	—
¹³¹ I	—	8,1
⁹⁰ Sr	19,9	—
³⁵ S	—	87
⁶⁵ Zn	—	250

Следует отметить, например, что во время лондонского смога 1952 г. концентрация оксида серы (IV) в среднем составляла 0,7 млн⁻¹ и достигла максимального значения (1,7 млн⁻¹), причем обе эти величины намного ниже ППЗ, равного 5 млн⁻¹. Таким образом, величина ППЗ относится к здоровым людям, и при выработке «санитарных стандартов» для всего населения необходимо пользоваться значительно меньшими величинами.

Для установления опасной концентрации особенно тщательно были исследованы такие газы, как SO₂, HF, оксиды азота и озон. Уже давно установлено, что сернистый ангидрид, содержащийся в отходящих газах медеплавильного производства, наносит значительный ущерб. Позже было признано, что представляют опасность также дымовые газы очень крупных тепловых электростанций, содержащие SO₂. Ниже приведены экспериментальные предельные допустимые концентрации SO₂ в растениях, подверженных действию в течение 150 ч [958]:

	млн ⁻¹
Люцерна и клевер	0,15—0,3
Яровая пшеница и шпинат	0,2—0,3
Бобовые, салат	0,2—0,4
Клубника, розы	0,2—0,8
Картофель, редис	0,3—0,8
Сахарная свекла, цветная капуста	0,4—0,8

Сернистый ангидрид особенно пагубно действует на некоторые породы деревьев, в частности, на хвойные. Томас и Хим [859] установили влияние SO₂ на увядание листьев люцерны, эти данные получены на основе их собственных экспериментов и работ О. Гара (с, млн⁻¹) [613]:

Увядание	
Начало	(с—0,24)t=0,94
50%-ное	(с—1,4)t=2,1
100%-ное	(с—2,6)t=3,2

Зан [959] нашел аналогичную зависимость для периодического воздействия SO₂ для таких растений, как люцерна, сахарная свекла, шпинат, и красная смородина.

Вторым значительным загрязнителем являются фтористые соединения, в частности, фтористый водород и фторид кремния; они не только пагубно действуют на растения, но и могут накапливаться в них. Эти вещества встречаются в отходящих газах производства фосфорных удобрений и образуются при выплавке некоторых металлов, например алюминия [346 а]. Использование растений, содержащих фториды, в качестве корма для скота может привести к флюорозу животных (крупного рогатого скота и овец).

Было найдено, что наиболее чувствительны к фтористому водороду гладиолусы, многие другие растения (например, абрикосовые деревья, сладкий горошек) «сгорают» при обкуривании их незначительными дозами фтористого водорода. С другой стороны,

ТАБЛИЦА 1-5

Воздействие фтористых соединений на листву,
вызывающее начальную стадию болезни

Растения и деревья	Воздействие при дневном свете						Воздействие в темноте			
	1,5		5		10		1,5		5	
	<i>t</i> c	<i>a</i>	<i>t</i> c	<i>a</i>	<i>t</i> c	<i>a</i>	<i>t</i> c	<i>a</i>	<i>t</i> c	<i>a</i>
Гладиолусы	97	37	119	46	137	57	82	59	122	44
Люцерна*	356	149	506	203	506	182	200	25	552	132
Абрикосы	225	58	213	83	163	107	336	130	368	84
Сладкий горошек	313	327	307	148	374	141	—	—	—	—
Морковь	284	323	398	723	425	307	—	—	—	—
Белая лиственница	202	70	665	138	496	67	367	136	—	—

* По окончании воздействия видимого ожога не наблюдалось; здесь *t* — время воздействия; *c* — концентрация млн⁻¹; *t*c — коэффициент воздействия; *a* — показатель аккумуляции — концентрация фтористых соединений в листьях, млн⁻¹ (на сухую массу).

при проведении опытов [2] с люцерной и канадской елью подобные эффекты не наблюдались, однако по окончании опыта с помощью химического анализа установлено значительное накопление фторидов (в млн⁻¹) в растениях (табл. 1-5).

Другие исследователи нашли, что воздействие HF (0,1 млн⁻¹) повредит наиболее чувствительным видам гладиолусов лишь за 5 недель [169].

Пока содержание фтора, аккумуляированного корковыми растениями, не превышает 30 млн⁻¹ (в пересчете на сухую массу), фтораж не представляет опасности для крупного рогатого скота, однако при концентрации более 50 млн⁻¹ он становится явно токсичным [646]. Как следует из табл. 1-5, эти концентрации (в пересчете на сухую массу) легко достигаются в растениях, подвергающихся воздействию газов, содержащих около 1,5 млн⁻¹ фтористого водорода.

Хлор, как загрязнитель атмосферы, встречается не часто, хотя хлористый водород, выделяющийся при производстве соды по методу Леблана, был одним из первых серьезных промышленных загрязнителей. Газообразный хлор менее токсичен, чем фтор или фториды. Содержание 0,31 млн⁻¹ хлора не действует на кусты помидоров (экспозиция — 3 ч), тогда как при концентрации 0,61 млн⁻¹ наблюдается слабое повреждение растений, а 1,38 млн⁻¹ хлора вызывает серьезное поражение (при том же времени экспозиции) [116]. Другие исследователи [369 а] нашли, что люцерна и редис были поражены хлором при концентрации 0,10 млн⁻¹ за 2 ч.

Данные о токсичности оксидов азота более ограничены, однако считается, что они в пять раз менее токсичны, чем SO₂. Принято считать, что пороговый уровень для растений в этом случае равен 0,4 млн⁻¹ [346 а].

Пероксиацетилнитрат (ПАН), продукт фотохимической реакции между оксидами азота и углеводородами, является очень сильным фитотоксичным веществом и представляет собой угрозу в зонах, загрязненных отходящими газами от сжигания жидкого топлива. Даже при таких низких концентрациях, как 0,05 млн⁻¹ растения бывают поражены за 8 ч. Значительное повреждение гороха, томатов и петунии обнаруживается уже при концентрации ПАН 0,5 млн⁻¹ и времени экспозиции 1 ч и 0,1 млн⁻¹ при времени экспозиции 5 ч.

Озон уже при очень малых концентрациях (средняя концентрация 0,033 млн⁻¹ и максимальная 0,106 млн⁻¹) оказывает влияние на листовые культуры, а при концентрации 0,8 млн⁻¹ в течение 1 ч заметно воздействует на кусты томатов. Существенное значение имеет также синергический эффект SO₂ и озона [369, а; 505]. Воздействие отдельно озона (0,3 млн⁻¹) и сернистого ангидрида (0,24 млн⁻¹) в течение 2 ч не приводит к повреждению листьев табака, тогда как при их совместном действии оказываются поврежденными 38% листы.

Общая информация о влиянии пыли на растения довольно ограничена. В большинстве случаев пыли химически инертны и не несут большого ущерба растениям, за исключением тех случаев, когда ее концентрация велика и осевшая пыль прекращает доступ солнечного света к листьям и цветам. Исключением является химически активная [97, 191] цементная пыль, и ее воздействие на растительность изучалось достаточно широко. Цементная пыль образует жесткую кристаллическую корку при оседании на листьях. Под влиянием атмосферной влаги из этих кристаллов вымывается раствор гидроксида кальция, который проникает через эпидерму листьев и разрушает клетки.

Влияние радиоактивных изотопов можно установить, пользуясь таблицей максимального времени экспозиции, рекомендованной в докладе Комитета по допустимым дозам внутренней радиации (пересмотренную в 1958 г.) и книгу Блатца [92]. Однако, несмотря на то, что концентрации этих веществ, абсорбированных растениями, могут быть гораздо меньше рекомендованных, остается проблема накопления радиоактивных примесей в молоке, попадающих в растения при скармливании их коровам. В общем случае содержание радиоактивных материалов должно быть на самом низком уровне.

3. КОНЦЕНТРАЦИИ НА УРОВНЕ ПОЧВЫ ОТ ВЫСОКО РАСПОЛОЖЕННЫХ ИСТОЧНИКОВ ВЫБРОСОВ

Концентрации примесей, воздействию которых подвергаются растения и животные, могут быть уменьшены путем отвода газов с большой высоты через высокие дымовые трубы; при этом газы будут рассеиваться на очень большой площади. Часто это самое дешевое решение проблемы загрязнения атмосферы. В других

случаях, когда по техническим или экономическим причинам нельзя уменьшить концентрацию некоторых газов до допустимого уровня, этот метод позволяет поддерживать их низкую эффективную концентрацию на уровне почвы даже при неблагоприятных метеорологических условиях, например, при постоянных инверсиях атмосферы.

Обычно температура воздуха снижается при увеличении высоты, поэтому тепловые газы, выброшенные из дымовой трубы, поднимутся на значительную высоту. При некоторых условиях может случиться так, что слой теплого воздуха будет лежать на слое более холодного воздуха, вблизи от уровня почвы. Это инверсионный слой, и потоку отходящего газа трудно проникнуть из дымовой трубы в него до тех пор, пока температура газа выше температуры слоя. В этом случае отходящие газы собираются в ограниченной зоне под инверсионным слоем, и их концентрация на уровне почвы будет возрастать до тех пор, пока изменившиеся метеорологические условия не разрушат такие скопления.

Концентрации примесей на уровне почвы зависят от природы выбрасываемого вещества, температуры и скорости выброса газов, реальной высоты трубы, скорости ветра и температурных условий в атмосфере. Установлено, что при малых скоростях ветра подъемная сила, обусловленная более высокой температурой газа, будет способствовать выносу отходящих газов на значительную высоту, а при больших скоростях ветра турбулентность обеспечит быстрое рассеивание газов. При умеренных же скоростях ветра (6—9 м/с) на уровне почвы отмечаются наибольшие концентрации газовых выбросов.

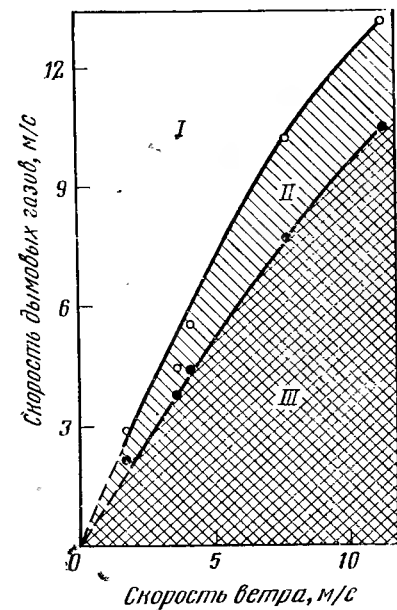
Проблема определения концентраций на уровне почвы может включать две задачи: расчет размеров дымового облака и его максимальной высоты (эффективная высота трубы H), а также определение диффузии газов на этой точке.

В первом приближении эффективная высота трубы может быть определена как сумма истинной высоты трубы H_s , высоты подъема облака, обусловленного скоростью выбрасываемых газов, H_v , и высоты подъема H_T , вследствие разницы температур отходящих газов и окружающего воздуха:

$$H = H_s + H_v + H_T \quad (1.1)$$

Для того, чтобы скорость отводимых газов была достаточна и обеспечивала увеличение высоты облака, необходимо исключить возможность «скольжения» дыма вдоль кромки дымовой трубы. Для этого скорость выброса должна быть выше некоторой критической величины, являющейся, по экспериментальным данным, функцией скорости ветра [766] (рис. 1-1). Рекомендации по выбору подходящих скоростей выброса приведены в Британском меморандуме о высоте дымовых труб (1963 г., 1967 г.) [875], в котором для небольших котельных (производительностью до 13600 кг/ч пара) предлагается установить скорость выброса не менее 6 м/с при пол-

Рис. 1-1. Зависимость скорости дымовых газов на выходе из трубы от скорости ветра при условии предотвращения «скольжения» дыма [766]:
I — зона нулевого скольжения и скольжения на расстоянии менее одного диаметра трубы ниже ее верхней кромки, II — зона максимального скольжения на расстояние, равное одному диаметру трубы; III — то же, на расстоянии более одного диаметра.



ной нагрузке (когда котельная оборудована дутьевым вентилятором) и не менее 7,6 м/с — для котельных с вытяжным вентилятором. Эта скорость возрастает по паре максимально до 15,2 м/с для котельных производительностью $2,04 \cdot 10^5$ кг/ч при полной нагрузке.

Для достижения такой «надкритической» скорости выброса газов из дымовой трубы и устранения возможности скольжения дыма может оказаться необходимым изменить конфигурацию выходного отверстия трубы; наиболее эффективной конфигурацией с точки зрения достижения минимальных потерь напора оказались сопла Вентури. Было предположено, что клубы дыма смогут легче входить в инверсионный слой, чем обычный «хвост», поэтому влияние ветра на клубы будет не столь значительным [262].

Эффект подъемной силы H_T зависит от атмосферных условий, и при выполнении расчетов, приведенных ниже, принимают, что атмосферные условия стабильны вплоть до больших высот и на больших расстояниях, хотя такое предположение редко находит подтверждение на практике. Когда градиент снижения температуры по высоте больше, чем при адиабатическом понижении температуры (т. е. когда температура атмосферы снижается более чем на 1°C на каждые 100 м высоты), то горячее облако дыма, выброшенное из дымовой трубы, поднимется на большую высоту и загрязнений у поверхности земли не будет отмечаться. Однако при мягком понижении температуры (когда градиент атмосферной температуры меньше, чем 1°C на 100 м) или в случае температурной инверсии величина H_T стремится к минимальному значению.

Подъем дымового облака может быть рассчитан разнообразными методами с различной степенью точности. Эти методы были детально описаны Штромом [837] и Самерсом [784]. Ниже будут приведены лишь некоторые из них. Известный метод Бозенкветта, Карея и Хэмитона [102] позволяет дать весьма осторожную оценку подъема дымового облака с помощью величин H_T и H . Модификация метода Пристли [660] позволяет определить подъемную

силу H_T , совпадающую с экспериментальными данными с точностью до 3%. Бозенквет, Карей и Хэлтон предложили следующие уравнения:

1) для H_v , зависящего от скорости выброса из дымовой трубы, при $x > 2H_{v \max}$:

$$H_v = H_{v \max} \left(1 - \frac{0,8H_{v \max}}{x} \right) \quad (I.2)$$

и

$$H_{v \max} = \frac{4,77}{1 + 0,43u/v} \cdot \frac{\sqrt{(Qv)}}{u} \quad (I.3)$$

где $H_{v \max}$ — максимальный подъем облака, м; x — расстояние по ветру, м; u — скорость ветра, фт/с, или м/с; v — скорость дымовых газов на выходе из трубы, фт/с, или м/с; Q — газовый поток из дымовой трубы, измеренный при температуре, при которой плотность дымовых газов равна плотности окружающей атмосферы, фт³/с, или м³/с.

2) для подъема, обусловленного подъемной силой H_T :

$$H_T = \frac{6,37g_cQ}{u^3T_1} (T_S - T_1) \left(\ln I^2 + \frac{2}{I} - 2 \right) \quad (I.4)$$

где g_c — гравитационное ускорение, равное 9,81 м/с²; T_1 — абсолютная температура, при которой плотность дымовых газов равна плотности атмосферы, К; T_S — температура дымовых газов на выходе из трубы, К;

$$I = \frac{u^2}{Qv} \left(0,43 \sqrt{\frac{T_1}{g_c G}} - 0,28 \frac{v}{g_c} \cdot \frac{T_1}{T_S - T_1} \right) + 1 \quad (I.5)$$

где G — потенциальный градиент атмосферной температуры, равный 0,3 °С/м.

Расчеты могут быть упрощены при замене выражения $(\ln I^2 + 2/I - 2)$ на Z в уравнении (I.4) и определении Z как функции от x из рис. I-2, т. е.

$$X = \frac{ux}{3,57 \sqrt{Qv}} \quad (I.6)$$

Номографическое выражение уравнений (I.2) — (I.6), найденное Штраусом и Вудхаузом [835], дает решение со степенью точности, достаточной для практических целей.

Метод, предложенный Пристли [660], основан на предположении, что поднимающийся газ находится в турбулентном движении, вызванном самим облаком; сделаны допущения о захвате воздуха дымовым облаком, о распространении облака и о потере количества движения и тепла из-

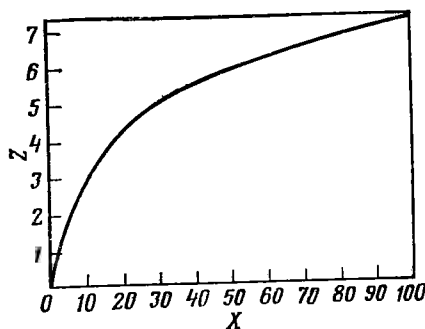


Рис. I-2. Подъемная сила облака дыма, как функция X и Z .

за горизонтальной диффузии, а также о подъемной силе облака. Эта самогенерируемая облаком турбулентность накладывается на турбулентность атмосферы, обусловленную ветром, и чаще всего является доминирующим фактором в начальном подъеме облака.

Показано также [660], что подъем, обусловленный подъемной силой, и подъем за счет скорости выброса не строго аддитивны, как это предполагалось ранее (стр. 36), и суммарный подъем меньше суммы отдельно взятых величин. Хотя теория Пристли не дает одной формулы для всех условий, из нее могут быть получены подробные, приблизительные формулы для разнообразных условий. Так, для спокойной атмосферы подъем за счет подъемной силы описывается следующим уравнением:

$$H_T = 1,55c^{-1/2} \left(\frac{g_c G}{T_1} \right)^{-3/8} \left(\frac{E g_c}{C_p \rho T_1} \right)^{1/4} \quad (I.7)$$

где E — мощность источника тепла по отношению к окружающей атмосфере (БТЕ/с, или $1,055 \cdot 10^3$ Вт); C_p — удельная теплоемкость газа при постоянном давлении (БТЕ/фунт, 2,326 кДж/кг); ρ — плотность газа на выходе из дымовой трубы, равная 0,09 кг/м³.

Для сильной инверсии со слабым ветром (что приводит на практике к самым суровым атмосферным условиям) можно использовать эту же формулу, заменив значение c на $0,265 u^{1/2}$, т. е. заменив $(1,55^{-1/2})$ на $0,414 u^{-1/4}$ [661]. При скорости ветра свыше 3 м/с и понижении температуры, близком к адиабатическому, та же зависимость от E и от скорости ветра записывается в виде

$$H_T = \frac{\alpha E^{1/4}}{u} \quad (I.8)$$

Это соотношение было экспериментально проверено на двух площадках, для которых значение α составляло 4900 и 6200 соответственно [532]. Для ровной поверхности и нейтральной атмосферы предлагается значение $\alpha = 5700$. Эти уравнения подчеркивают важность роли тепла отходящих газов в подъеме облака за счет подъемной силы.

Формула, принятая Американским обществом инженеров-механиков (ASME) [780], основана на тех же предположениях, использующих зависимость высоты от корня четвертой степени мощности источника тепла, но она учитывает реальную высоту дымовой трубы H_S :

$$H_T = (6,81 + 0,0677 H_S) E^{1/4} / u \quad (I.9)$$

Мозес и Карсон [583] опубликовали эмпирические уравнения, основанные на исследованиях в Аргоннской национальной лаборатории и на других опубликованных экспериментальных данных; форма этих уравнений основана на уравнении Холланда. Используются три состояния стабильности, основанные на изменении тем-

пературного потенциала с высотой (dQ/dz) — от верхней кромки дымовой трубы до верхней кромки дымовой шапки:

Состояние	$d\theta/dr$, К на 100 м	H_T
Нестабильное . . .	Менее -0,22	$(3,47vD + 6,40 \sqrt{E})/u$
Нейтральное . . .	От -0,22 до 0,85	$(0,35vD - 3,28 \sqrt{E})/u$
Стабильное . . .	$\geq 0,85$	$(-1,04vD + 2,78 \sqrt{E})/u$

Примечание. D — диаметр дымовой трубы на выходе, H_T и D — в м; v и u в м/с.

Тщательное изучение дымовых шапок на крупных теплоэлектростанциях, работающих на твердом топливе, показало, что большинство уравнений дает завышенные значения для подъема дымовой шапки при низкой скорости ветра, тогда как при умеренно больших скоростях ветра (свыше 3 м/с) по уравнениям Карсона и Мозеса получают наиболее точные значения [151].

Оба метода расчета концентраций на уровне поверхности, возникающих при выбросе газов из точечного источника, — Бозанквита и Пирсона [74, 103] и Сэттона [843] — дают примерно одинаковые решения, поэтому ниже приведено только чаще используемое уравнение Сэттона.

Для расчета требуется выбор подходящих коэффициентов вихревой диффузии C_y и C_z , которые являются функцией направления ветров, степени турбулентности и других факторов. Они могут быть выбраны для соответствующих атмосферных условий и высоты дымового облака из табл. 1-6.

ТАБЛИЦА 1-6

Обобщенные коэффициенты турбулентной диффузии $C_y C_z$ [311] и число турбулентности

Высота источника над землей, м	Большой диапазон		Нулевой или малый диапазон		Умеренная инверсия		Большая инверсия	
	C_y	C_z	C_y	C_z	C_y	C_z	C_y	C_z
0	0,128	0,073	0,073	0,043	0,046	0,027	0,036	0,021
9,75	0,128	0,073	0,073	0,043	0,046	0,027	0,036	0,021
25	0,073		0,043		0,027		0,021	
30	0,070		0,040		0,026		0,020	
46	0,061		0,036		0,023		0,019	
61	0,058		0,033		0,021		0,017	
76	0,055		0,030		0,020		0,016	
92	0,049		0,027		0,017		0,014	
107	0,040		0,021		0,017		0,011	
n	0,20		0,25		0,33		0,50	

Использование этих коэффициентов предполагает ровную поверхность местности, что редко встречается на практике, поэтому результаты расчетов чаще дают завышенные значения концентраций на уровне земли.

Уравнение Сэттона для концентраций газообразного загрязняющего вещества на уровне поверхности, выраженных в млн^{-1} (в об. частях), на расстоянии x м по ветру и y м против ветра от источника:

$$c = \frac{2 \cdot 10^6 Q'}{\pi C_z C_y u x^{2-n}} \exp \left[-\frac{1}{x^{2-n}} \left(\frac{y^2}{C_y^2} + \frac{H^2}{C_z^2} \right) \right] \quad (1.11)$$

где Q' — интенсивность выброса загрязняющего газа, $\text{фт}^3/\text{с}$, или $0,0283 \text{ м}^3/\text{с}$; n — коэффициент турбулентности (безразмерный).

Это уравнение дает максимальное значение концентрации на расстоянии $x_{\max}$ по ветру

$$C_{\max} = 2,35 \cdot 10^5 \frac{Q'}{u H^2} \cdot \frac{C_z}{C_y} \quad (1.12)$$

где

$$x_{\max} = \left(\frac{H}{C_z} \right)^{2/(2-n)} \quad (1.13)$$

На практике максимальная концентрация обнаруживается на расстоянии, в 10—15 раз превышающем эффективную высоту дымового облака по ветру от источника, которая приблизительно в 20—25 раз больше реальной высоты дымовой трубы при выбросе горячих газов. Когда с газовой смесью выбрасываются настолько мелкие твердые частицы, что они уносятся как молекулы газа (т. е. частицы субмикронных размеров), то в результате расчетов получают концентрацию их на поверхности в $\text{г}/\text{м}^3$ вместо млн^{-1} (при замене интенсивности выброса газов, выраженной в $\text{м}^3/\text{с}$, в уравнении (1.11) на интенсивность пылевыведения в $\text{кг}/\text{с}$).

Средняя интенсивность выпадения твердых частиц может быть найдена из следующего выражения [102]:

$$M = 2,956 \cdot 10^9 \frac{Wb}{H^2} \left[\frac{\left(\frac{20H}{x} \right)^{20f/u+2}}{\Gamma \left(\frac{20f}{u} \right)} \exp \left(-\frac{20H}{x} \right) \right] \quad (1.14)$$

где M — интенсивность выпадения, $\text{мг}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$; W — интенсивность пылевыведения, $\text{кг}/\text{с}$; b — время, в течение которого ветер дует в пределах 45° от заданного направления, с; f — скорость свободного падения частиц, $\text{м}/\text{с}$.

Это уравнение можно записать в следующем виде:

$$M = \frac{Wb \cdot 10^6}{H^2} \cdot F \left(\frac{f}{u}, \frac{x}{H} \right) \quad (1.15)$$

Здесь $F(f/u, x/H)$ заменяет выражение в квадратных скобках в уравнении (1.14). Эта функция может быть представлена графически для различных отношений f/u и x/H (рис. 1-3).

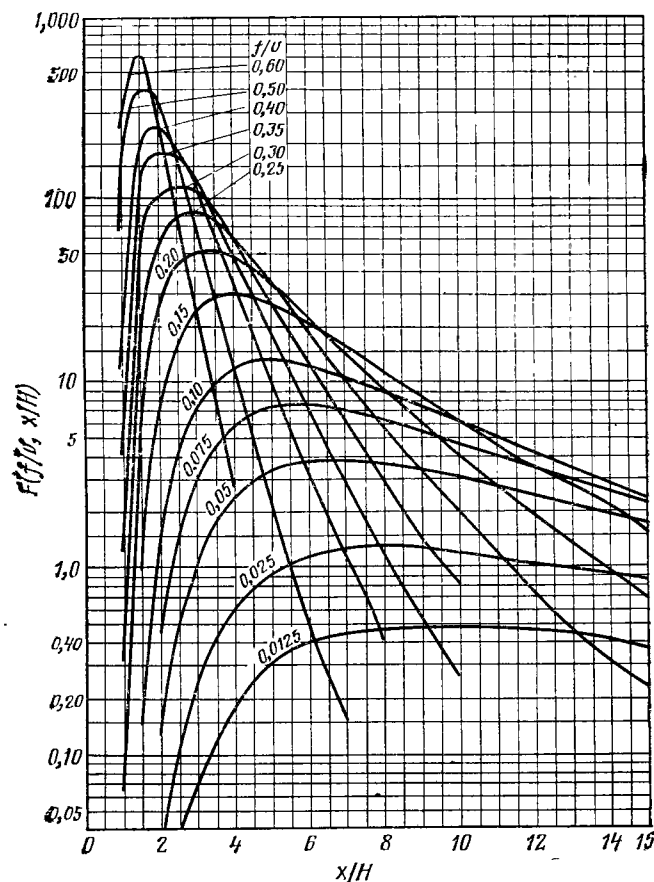


Рис. 1-3. Зависимость скорости отложения твердых частиц из облака от расстояния от трубы при различной скорости выпадения и скорости ветра (x — расстояние в направлении ветра; H — высота трубы).

В реальном случае в поднимающемся дымовом облаке выбрасываются частицы различных размеров при разной скорости ветра. Тогда для получения точной картины необходимо рассчитать интенсивность выпадения твердых частиц определенной группы (классы частиц с размерами в определенных пределах) при различных скоростях ветра и на разном расстоянии от источника. Для приблизительных расчетов обычно принимают среднюю скорость ветра, равной 6 м/с.

Для частиц размерами менее 20 мкм можно использовать более простое уравнение, предложенное Хокинсом и Конхелем [604]

$$M = 3,246 \cdot 10^{10} \frac{Wbf}{uH^2} \quad (1.16)$$

В предварительных оценках, полученных на основании этих расчетов, не учитываются некоторые важные практические явления, связанные с неравномерным распределением температуры в атмосфере. К таким явлениям относится «лупинг» — петлеобразное движение, — когда все облако целиком вихреобразно поднимается и опускается на значительные расстояния по вертикали, а также «фумигирование», при котором высококонцентрированная пыль, не осевшая на поверхности земли ночью, резко выпадает ранним утром с началом конвекции. Тем не менее приведенные выше формулы дают основополагающие представления об ожидаемых концентрациях и интенсивности оседания.

Необходимо также сделать некоторые допущения о поведении нескольких дымовых шапок, выбрасываемых из ряда или групп дымовых труб. Если трубы находятся близко друг к другу, дымовые облака будут смешиваться; если же трубы удалены друг от друга и направление ветра не совпадает с осью трубы, то взаимодействие дымовых облаков носит более сложный характер. Для труб с одинаковой нагрузкой рекомендуется процедура А.О.И.М. (A.S.M.E.) [39]. Простое правило для двух или более труб заключается в том, что вклад выброса от новой трубы добавляется к выбросу от первой трубы по простой формуле [542]:

$$Q' \text{ (или } W) \cdot (1 + \tg \theta) \quad (1.17)$$

где Q' , или W — интенсивность пылевыведения; θ — противолежащий угол треугольника, катетами которого являются высота трубы и расстояние между трубами, т. е. $\theta = H_s/D'$, а D' — расстояние между трубами.

Это выражение может быть распространено на случай трех и более труб с использованием сомножителя $(1 + \tg \theta_1 + \tg \theta_2 + \dots)$, где θ_1 , θ_2 , и т. д. — углы, образованные новыми трубами.

4. ГЕОГРАФИЧЕСКИЕ ФАКТОРЫ И ПРОБЛЕМЫ ГАЗООЧИСТКИ

Ориентировочные данные о концентрации загрязняющих веществ на поверхности, полученные расчетным путем (см. выше), основаны на предположении спокойной атмосферы и ровной открытой местности. Однако такого географического рельефа может не быть в той местности, где расположен завод. Например, важными экономическими факторами, влияющими на выбор месторасположения предприятий тяжелой промышленности, являются сырьевая база, наличие поблизости угля или железнорудных месторождений для сталелитейного производства или речная долина, обеспечивающая дешевое транспортирование продуктов на баржах или судах.

Другим фактором является доступность земельных участков и близость города, снабжающего завод рабочей силой. Следовательно, завод может быть расположен в такой местности, где географический рельеф не способствует рассеянию загрязнений.

Наиболее часто проблема охраны окружающей среды возникает там, где наблюдается скопление промышленных и местных источников загрязнения.

Так, например, долина Мозелл между Льежем и Хау и Монокгэхельская долина у Доноры, штат Пенсильвания, в 50 км от Питтсбурга, — обе являются центрами металлургической промышленности и обе были местами основных катастроф, связанных с загрязнением атмосферы. Подробно исследованы также загрязнения атмосферы предприятиями тяжелой промышленности в бассейне реки Дон в Шеффилде (Англия).

Установление самих по себе высоких дымовых труб не является решением проблемы. Плавильный завод в Перейле (Британская Колумбия) расположен на террасе на уровне 55 м от долины р. Колумбия и высота его труб составляет 125 м. Иногда этого оказывалось недостаточно для требуемого рассеяния дымовых газов из-за географических особенностей реки Колорадо, ширина которой составляет 0,3—0,5 мили и она окружена холмами высотой 450—900 м. Контроль за операциями спекания вели путем определения концентрации SO_2 за несколько миль от завода, в Колорадо Гарденс, недалеко от границы США.

Максимальной допустимой концентрацией оксида серы (IV) является $0,3 \text{ млн}^{-1}$ в течение 40 мин летом и $0,5 \text{ млн}^{-1}$ в течение 60 мин зимой. В Дактауне (Теннесси) два медеплавильных цеха нанесли большой ущерб местности из-за выбросов сернистого ангидрида. Высокие дымовые трубы расширили область ущерба на дистанцию до 50 км и в конечном счете, после расследования Верховного Суда США, для переработки газовых выбросов был построен завод по производству серной кислоты. Фирма Анаконда возвела 90-метровые дымовые трубы для плавильного цеха на отроге Скалистых гор — на 213 м выше печей и на 335 м выше ложа реки, однако наличие мышьяковистых соединений (частицы As_2O_3 , образовавшиеся при конденсации паров при температуре ниже 190°C) отмечалось на расстоянии более 56 км в направлении господствующих ветров.

Эти примеры показывают, насколько географические особенности местности — доминирующие ветры, туманообразование и топографические особенности — важны для решения вопроса о степени очистки газов до их выброса в атмосферу.

5. ЗАКОНОДАТЕЛЬСТВА В ОБЛАСТИ ОХРАНЫ ВОЗДУШНОГО БАСЕЙНА

Поддержание чистоты окружающего воздуха записано непосредственно в основные законодательные акты ряда государств. В других странах контроль за чистотой воздуха осуществляется через акты о здоровье граждан, через законодательства о нанесенном ущербе, а также с помощью обычных правовых норм. Такое законодательство имеет силу по всей стране, например, в Англии, Франции, ФРГ, Новой Зеландии, Польской Народной республике, Бельгии, в отдельных штатах (как в Австралии), либо оно может меняться в пределах одного и того же штата (США). В связи с большой протяженностью зон, которым может быть нанесен ущерб из-за загрязнения воздуха, так, что этот ущерб может коснуться даже двух стран (как в случае с плавильным производством в Трейле), желателен как можно более широкий единый законодательный контроль. Здесь будут приведены некоторые законодатель-

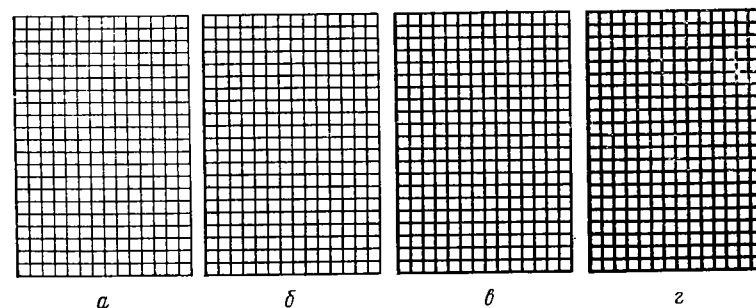


Рис. 1-4. Шкала Ригельманна для классификации плотности дыма [469]:
а — эквивалентно содержанию (густоте) 20%; б — то же, 40%; в — то же, 60%; г — то же, 80%.

ства в области охраны воздушного бассейна, принятые в Англии, США, СССР, ФРГ, Франции, Голландии, Бельгии, Скандинавских странах, Италии, Канаде, Японии, Австралии и Новой Зеландии.

Великобритания. В Англии и Уэльсе охрана окружающей среды основана на трех основополагающих актах, принятых парламентом:

акт о нормировании работ со щелочами и другими веществами (1906 г.);

акт о здоровье населения (1936 г.);

акт о чистоте воздуха (1956 г.).

Другие законодательства, такие как Акт о вредном воздействии дымов (Шотландия, 1857 г. и 1865 г.) и Акт о здоровье населения (Шотландия, 1897—1939 гг.) действуют на территории Шотландии и во многом подобны законам, принятым в Англии.

Акт о здоровье населения (1936 г.) содержал важные положения, позволяющие местным властям принимать решения о регулировании дымовых выбросов промышленных производств. Принятые постановления должны были утверждаться Министром жилищ и местным управлением. Обычно в постановлениях запрещался выброс дыма в течение более 2 мин в течение каждых 30 мин.

Это регулирование было, однако, более эффективно определено Актом о чистоте воздуха (1956 г.) [294], который предоставил местному управлению гораздо более широкие полномочия. Этим законодательством ограничивался выброс дыма по его густоте; густой дым определялся как дым, дающий такое же затемнение или больше, чем решетка 2 по шкале Ригельманна (рис. 1-4), за исключением момента зажигания печи или случая непредвиденной аварийной ситуации.

Акт о чистоте воздуха (1956 г.) содержит требование о том, чтобы устанавливаемые новые печи были бездымными в максимально возможной степени; печи, производительностью более 1 т/ч должны быть оборудованы золо- и дымоулавливающими установками. Контролируется также высота дымовых труб, и во

всех случаях, во избежание нисходящих потоков, рекомендуемая высота должна быть в 2,5 раза больше высоты прилегающих зданий или выше 37 м. Во всех случаях дымовые трубы на предприятиях должны быть приняты местными властями, при этом необходимо учитывать топографию окружающих зданий и местности.

Акт также дает право местным властям устанавливать площадки с контролем задымленности или «бездымные зоны» в жилых и коммерческих кварталах, а также и другие зоны, например, для новых промышленных предприятий. В этих зонах может быть запрещено размещение предприятий, работа которых сопровождается выбросом пыли и дыма, даже если они снабжены пылеочистным оборудованием. Другие положения этого Акта позволяют Министру жилищ и местному правительству исключить некоторые производства, создающие специфические проблемы загрязнения атмосферы, например, металлургические заводы; такие производства подпадают под действие Акта о работе со щелочами, который тоже находится в ведении Министра.

Акт о работе со щелочами и другими веществами (1906 г.) возник на основе более раннего законодательства (1863 г.), которое регулировало эмиссию газообразного хлористого водорода в производстве соды по методу Леблана («содовой пушонки»). В настоящее время область применения Акта о работе со щелочами по списку перечисленных в нем процессов покрывает практически все существующие и потенциальные источники выброса вредных газов.

Администрация перечисленных в Акте предприятий обязана зарегистрировать процесс; условие регистрации состоит в том, чтобы Главный инспектор по работе со щелочами, наблюдающий за соблюдением Акта, удостоверился, что используются «наилучшие осуществимые меры» для сокращения выброса вредных или опасных газов. Перечисленные технологические процессы могут подвергаться инспектированию: на таких производствах необходимо предусмотреть возможность отбора проб и замера параметров потока инспекторами. Актом предписывается соблюдение некоторых узаконенных пределов, примеры которых приводятся ниже.

Предельные нормы выбросов, установленные на основании Акта о нормировании работ со щелочами и другими веществами (1906 г.):

	г/м ³
Хлористый водород (производство пушонки)	0,46
Серная кислота (в пересчете SO ₃)*	9,2
камерный процесс	3,5
концентрирование	
А. Газообразные выбросы (в пересчете на SO ₃ , как эквивалент)	
Фтористые соединения	0,23
Диоксид серы (в зависимости от высоты трубы)	1,15 (до 30 м) 2,3 (выше 30 м)
Хлор	0,23

Сероводород	5 млн ⁻¹
Оксиды азота (производство HNO ₃ из NH ₃)	1,7
Прочие выбросы	2
Б. Твердые выбросы	
Производство мышьяка (As ₂ O ₃)	0,115 (до 8500 м ³ /ч) 0,05 (более 8500 м ³ /ч)
Производство сурьмы	То же (в пересчете на Sb ₂ O ₃)
Производство кадмия (Cd)	0,039
Производство цемента	0,23
Сталелитейное производство	
эмиссия дыма	0,115
кислородные процессы	0,115
агломерационные процессы	0,115
вагранки на горячем дутье	0,115
Электростанции	0,5
Пыль (частицы >10 мкм)	0,5
Дым (частицы <10 мкм)	0,5

В. Выбросы диоксида серы:							
Скорость т SO ₂ /сут	3,6	7,5	13	21	30	40	
Основная высота, м	30	45	60	45	90	120	

Г. Выплавка меди из руды и металлолома (обрезки и стружки):							
Скорость переплава, т в 24 ч	25	50	100	150	200	300	
Основная высота**, м	22	31	43,5	53,5	61,6	75	

Д. Производство свинца:		
Объем газа, м ³ /ч	C _{max} , г/м ³	Потери Pb, кг/неделя
5000	0,115	45,3
5000—17000	0,115	182
>17000	0,023	453
>240 000	0,0115	7453

* В производстве серной кислоты контактным методом потери кислотных газов в воздух не должны превышать 0,5% от сжигаемой серы; в выбросах не должна присутствовать постоянная дымка.
** В действительности труба должна быть выше.

Пределы выбросов веществ, не определяемых непосредственно законодательством, также могут быть установлены главным инспектором по работе со щелочами и называются «предположительными пределами». Преимуществом этих мер является то, что такие пределы могут быть оперативно введены и изменены по усмотрению Главного инспектора без потери времени на длительный процесс оформления парламентского Акта. Термин «предположительный» основан на том, что если предложены ограничения на выброс какого-либо вещества, их сравнивают с указанным «предположительным» пределом и берут за основу «предположительный» предел ввиду того, что при его установлении применялись «наилучшие осуществимые меры», требуемые Актом по работе со щелочами.

ТАБЛИЦА 1-7

Высота дымовых труб для различных химических и металлургических производств (Англия)

А. Производство серной кислоты контактным способом

Производительность, т/сут	Высота трубы (в м) при скорости газа на выход, м/с			
	6	9	12	15
100	31,5	30,4	30	29
300	53	50,6	49,3	48
600	75	73	71	69,5
1000	96,5	94	92	89
1500	119	116	113	112
2000	137	134	131	127

Примечания: 1. Концентрация на уровне земли, рассчитанная при 3-минутной экспозиции 20 млн^{-1} . 2. Минимальная высота трубы 36,4; Реальная высота H_S может быть рассчитана по высоте A с учетом высоты близстоящих зданий (B):

$$H_S = 0,625A + 0,935B$$

Б. Производство азотной кислоты

Производительность, т/сут	Объем газа при н. у., тыс. м ³ /ч	Эффективная высота, м	Высота подъема столба пара, м	Основная высота трубы, м
175	24	62,1	8,2	54,6
350	28	87	11,8	76
530	71	107	14,2	90
700	95	125	16,5	106
1060	142	142	20,6	121

Примечание. Скорость истечения 24,3 м/с, концентрация на выходе $5,3 \text{ г/м}^3 \text{ NO}_2$, скорость ветра 6 м/с.

Кроме указания предельных выбросов, Генеральный инспектор предписывает высоту дымовых труб для сернокислотных, азотно-кислотных цехов, медеплавильных производств и размер тепловых выбросов SO_2 (табл. I-7) [549].

Соединенные Штаты Америки. Законодательство о загрязнении воздуха в Соединенных Штатах показывает, что Федеральное правительство через Департамент гигиенического образования и социального обеспечения, ДГОСО (Department of Health Education and Welfare), в котором основано Отделение охраны воздушного бассейна, проникает в зону, которая ранее находилась в ведении отдельных штатов. Первоначально, в 1955 г. Конгресс принял Закон, позволяющий ДГОСО проводить исследования и оказывать техническую помощь правительству штата и местным властям. Следующий Акт о чистоте воздуха (декабрь 1963 г.) подтвердил ответственность правительства штата и местных властей в области контроля, но разрешил ДГОСО оказывать им большую поддержку.

Поправка 1965 г. установила общенациональные стандарты на выхлопные газы автомобилей, а законодательство (Акт о качестве воздуха), принятое в ноябре 1967 г., предусматривает дальнейшее расширение участия федерального правительства США в контроле за качеством воздуха. Этот Акт разрешает ДГОСО определять регионы, т. е. большие воздушные пространства, и районы, требующие специального контроля состояния воздушного бассейна, а также публиковать критерии качества воздуха, на которых отдельные штаты должны основывать свои стандарты. Современное законодательство весьма могущественно, так как оно может пренебречь законодательством штата, если последнее ему неадекватно.

По Акту 1967 г. создан Консультативный Совет по чистоте воздушного бассейна при Президенте США, а также консультативные советы, работающие с ДГОСО. Акт требует также регистрации добавок к автомобильному и другим топливам. Другие аспекты деятельности Совета касаются исследований в различных областях, относящихся к методам контроля и обучения рабочего персонала.

В 1962 г. шестнадцать штатов приняли специальное законодательство по охране воздушного бассейна, а к 1967 г. оно было распространено на все штаты [31], за исключением Алабамы, Мэка, Небраски, Южной Дакоты, Вермонта, а также территории Гуама и Пуэрто-Рика, где проблема до сих пор решается в рамках законов о здоровье граждан.

Наиболее всестороннее законодательство существует в Калифорнии, в частности, Отдел по контролю воздушного бассейна графства Лос-Анджелес (ОКВБЛА) и зоны Залива (ОКВБЗЗ). В этих законодательствах выбросы разделены на видимые, пылевые и газообразные и содержание их имеет пределы. В том случае, когда они частично перекрываются, могут быть использованы все методы регулирования. В Лос-Анджелесе и зоне Залива запрещен выброс дыма любого цвета, темнее чем решетка 2 по шкале Рингельмана в течение более 3 мин/ч. В ряде районов требования еще строже: например, в Аттике (штат Нью-Йорк, население около 100 000 чел. в 1960 г.) допустим дым не темнее 1 по Рингельманну (20% снижение видимости), в то время как в Олбани (штат Нью-Йорк) и в Бостоне (Массачусетс) допустим дым, соответствующий 3 по Рингельманну (60% потери видимости) [747].

Выбросы твердых частиц, допустимые по нормам ОКВБЛА и ОКВБЗЗ, ограничены величиной около $0,3 \text{ г/фут}^3$, тогда как Управление по контролю воздушного бассейна графства Оллгени в Пенсильвании установило ограничения для выбросов маргеновских печей и других металлургических предприятий в пределах $0,2—0,5 \text{ кг/т}$ ($0,28—0,59 \text{ г/м}^3$). Другие применяемые нормы связывают мощность производства с количеством твердых частиц, которые могут быть выброшены в атмосферу. Допустимое количество газообразных выбросов зависит от природы газа.

Предельная концентрация SO_2 в воздухе обычно равна 0,2% (масс.) в большинстве графств, хотя ОКВБЛА в качестве контроля использует результирующую концентрацию оксида серы (IV) на уровне почвы вместо концентрации газового выброса. Установлены предельные концентрации выброса фторидов, оксида углерода (II), углеводородов и ряда газов с неприятным запахом. Тенденции в регулирующем законодательстве таковы, что оно должно стать скорее общим для многих графств и даже штата в целом, чем быть делом местных властей. Кроме того, оно стремится к установлению более строгих ограничений.

СССР. Контроль за состоянием окружающей среды осуществляется Государственным комитетом СССР по гидрометеорологии и контролю природной среды. Контролируется соблюдение максимально-допустимых концентраций (предельно-допустимых концентраций, ПДК) на промышленных предприятиях, а также соблюдение и проведение в жизнь государственной политики по отношению к охране окружающей среды.

Осуществление надзора за выбросами от промышленных предприятий производится представителями Государственной Санитарной Инспекции в случае предприятий республиканского или областного значения, или силами местных санитарно-эпидемиологических станций в случае местной промышленности. Надзор за газоочистными сооружениями при строительстве новых предприятий производится с того момента, как предприятие спроектировано и выбрана строительная площадка; инспекция часто производится местными властями. По Положению (1949 г.) ни одна тепловая электростанция не может строиться без пылесборного оборудования; подобные предписания, касающиеся газоочистных сооружений, распространяются на предприятия цветной металлургии, доменное производство стали и отделения рекуперации органических растворителей.

Очень строгие законодательные значения ПДК предписываются не только для 8-часовой экспозиции, но и для постоянного пребывания, причем значения ПДК ниже, чем принятые в Соединенных Штатах или Великобритании (см. табл. I-1). Однако, как было отмечено выше, Стандарты СССР представляют собой гигиенические нормы, соответствующие оптимальным условиям контроля.

Федеративная Республика Германии. Недавнее законодательство (1 июня 1960 г.), принятое в ФРГ [557], предполагает федеральный контроль и надзор за промышленностью, электростанциями и другими предприятиями, эксплуатация которых может привести к загрязнению воздуха (или к появлению шума). Это законодательство затрагивает статьи 16 и 25 Закона о профессиях и статью 906 Гражданского Кодекса. Предыдущие законодательства изменялись лишь в рамках администрации отдельных «земель», но в новой статье 16 Закона о профессиях установлена регистрация

профессий и отраслей промышленности, могущих вызвать загрязнения воздушной среды, и учреждение комитета местных и федеральных властей, технических и экономических экспертов, рекомендующих соответствующим органам надзора технические и экономические ограничения загрязнений (в том числе уровня шума). Статья 25 законодательства предписывает сроки регистрации и уполномачивает власти осуществлять надзор за промышленными выбросами за счет промышленности. Власти могут также потребовать от промышленного предприятия установить газоочистное сооружение в случае, когда это требование выполнимо с экономической точки зрения.

Изменение статьи 906 Гражданского Кодекса ФРГ, принятое в это же время, исходит из следующей позиции: если промышленное предприятие, выбрасывающее вредные газы, существовало до принятия законодательства, никакие иски по возмещению ущерба, нанесенного окружающему населению или его собственности, не принимались. В настоящее время, хотя может не быть постановления о запрещении загрязняющего среду процесса, администрация предприятия может нести ответственность за причиненный этим предприятием ущерб.

Это законодательство заменяет предыдущие постановления, вытекавшие из Закона об охране здоровья различных «земель» и муниципалитетов. По новому закону правительство ФРГ («Bundesregierung») издало постановление, где перечислены пятьдесят два вида оборудования, на установку которого необходимо разрешение. Оно охватывает практически все типы установок и оборудования, работа которых связана с выбросами загрязняющих веществ (4 августа 1960 г.).

Эффективные нормы выбросов были установлены Техническими инструкциями по защите воздушного бассейна (TAL). Они представляли собой административные директивы, предназначенные для соответствующих компетентных администраций (8 сентября 1964 г.). В них содержатся предписания и специфические требования для различных цехов, которые основаны на директивах Общества немецких инженеров (VDI), установленных комиссией VDI по защите воздушной среды. Некоторые из этих стандартов приведены в табл. I-8.

Стандарты на выброс летучей золы из бойлеров производительностью свыше 10 т/ч даны в нормах VDI 2091—2093 (для битуминозных углей) и 2096—2098 (для бурых углей). Эти нормы установлены на основании серии графиков, фиксирующих максимальные выбросы, и описаны Шварцем [744].

Более подробные стандарты определяют допустимые значения выбросов от цементных заводов в зависимости от высоты трубы, топографии, производительности и месторасположения завода [814].

Франция. Французское законодательство исходит из закона Моризе [44] (1932) и включает два принципа:

ТАБЛИЦА 1-8

Требования к содержанию промышленных выбросов
(разработаны Обществом немецких инженеров)

Источник выброса	Стандарт	Выброс, г/м ³	
Агломерация руды	2095	0,7	
Доменный газ	2099	0,05	
Обработка кокса (просев, помол, размельчение)	2100	0,3	
Плавка меди			
первичная	2101	0,5	
вторичная	2102	0,5	

Выброс	Стандарт	Воздействие выбросов концентрации, млн-1	
		допустимое длительное	периодическое
Диоксид азота	2105	0,5	1,0
Сероводород	2107	0,1	0,2
Диоксид серы	2103	0,2	0,3

Примечания: 1. Приведенные величины являются средними за 0,5-часовую экспозицию, превышение их не допускается. 2. Выброс SO₂ может повредить растительному миру. Если технология допускает, выбросы должны быть снижены.

если выброс из дымовой трубы токсичен или опасен, необходимо принять меры предосторожности для того, чтобы свести их до минимума перед тем, как будет выдано разрешение на проведение технологического процесса;

для нетоксичных материалов максимальная концентрация выброшенных с дымом твердых веществ не должна превышать 1,5 г/м³ (0 °С, давление 10⁵ Па) и максимальный выброс ограничен 300 кг/ч. Эта последняя цифра весьма консервативна и не может быть принята современными ТЭЦ, где даже при использовании эффективного оборудования выброс золы из труб станции мощностью по пару 360 000 кг/ч превысит указанный предел в 10 раз.

В департаменте Сены предельная задымленность должна соответствовать плотности 1 и менее по шкале Рингельманна и не может превышать это значение больше, чем на 5% для нормального рабочего времени печи. Для выхлопных газов установлена максимальная концентрация SO₂ — 2% и CO — 1%.

Позже был опубликован закон, который позволил провести в жизнь более специфические положения [709]. В одном из них (17 сентября 1963 г.) предусматривается создание специальных защитных зон, а в другом (19 августа 1964 г.) — выдача разрешения на эксплуатацию промышленных предприятий, которые приводят к образованию «загрязняющих и дурно пахнущих веществ, представляющих собой публичный вред и являющихся опасными

для здоровья или безопасности населения, губительными для сельского хозяйства, для исторических зданий, скульптур и красоты природы» [955].

Голландия. В Голландии завод не может быть построен без разрешения Инспектора работ. В случае возможного загрязнения воздушной среды рекомендуются меры для очистки выбросов, которые могут быть проведены в жизнь местными властями. Для новых бойлеров средней производительности рекомендации, основаны на «коде положительной практики», который был предложен комитетом в 1950 г. Этот код предписывает следующее:

содержание пыли в газах (в г/м³), выходящих из дымовой трубы, должно быть меньше значения $(H/50)^2$, где H — высота трубы в м. Это означает, что для 50-метровой трубы максимальная концентрация пыли может быть 1 г/м³, тогда как для 100-метровой трубы концентрация может достичь 4 г/м³ (0 °С, 1 атм);

содержание крупных частиц (в г/м³) диаметром более 50 должно быть ограничено до значения $0,025 (H/50)^2$, т. е. 1/40 величины эмиссии;

высота дымовой трубы должна быть по крайней мере в 1,5 раза больше высоты самого высокого соседнего здания.

Указанные правила распространяются только на открытую равнинную местность. Для пересеченной местности и для больших теплоцентралей должны применяться более строгие правила.

Бельгия. Установлена высота дымовых труб, через которые выбрасываются дым и газы, содержащие SO₂; высота определяется концентрацией оксида серы в газе. Принят также закон от 28 декабря 1964 г., который не разрешает некоторых видов загрязнений, регулирует использование аппаратов и ряда положений в области защиты воздушного бассейна. Существуют также местные положения для Брюсселя и окружающих его коммун, в которых запрещен выброс дыма, сажи, пыли, токсичных и коррозионно-агрессивных газов, а также появление запахов, пара.

Швеция и Дания. В этих странах отсутствует специальное законодательство в области охраны воздушного бассейна, но контроль над производством может осуществляться центральными либо местными органами здравоохранения.

Италия. Итальянское законодательство о чистоте воздушного бассейна относится к 1930 г. и заключается в единых санитарных законах 1934 г. Производства, выделяющие опасные для здоровья пары, должны быть расположены вне городов. Вторая категория законов относится к тем производствам, эксплуатация которых требует принятия определенных защитных мер по отношению к окружающему населению. Однако во многих случаях население активно растет вокруг предприятий первой группы, поэтому необходимо принять специальные меры предосторожности, если предприятие продолжает работать.

Существуют также специфические законодательства в Милане (1952 г.) и Турине (1963 г.).

Австралия. Законодательство о чистоте воздуха является делом отдельных штатов. Так, Новый Южный Уэльс, Квисленд, Западная Австралия и Виктория приняли специальные Акты о чистоте воздуха в то время как большинство других, в том числе Федеральная Территория, основываются на существующих положениях о предотвращении ущерба и о контроле возможных источников загрязнения воздуха. В штате Австралия принят Акт о здоровье.

Законодательство австралийских штатов можно разделить на две категории [492]: первая весьма сходна с многими положениями английского «Закона о работе со щелочами» с перечнем предприятий и оплатой лицензионного сбора (Новый Южный Уэльс 1961, Квиксленд 1965 г. и Зап. Австралия 1967 г.). Вторая категория похожа на «Закон о чистоте воздуха» (штат Виктория 1958 г., Южная Австралия 1963 г.). По законодательству всех штатов учреждены Комитеты по качеству воздуха или Консультативные комитеты (в Западной Австралии — оба, причем второй имеет технический характер), которые различаются числом членов (от 9 до 14). Акты, утвержденные Комитетами, дают право департаментам здравоохранения создавать постановления, основанные на положениях Актов. Эта власть была использована для разработки подробного постановления, подобного «предписываемым пределам» Главного инспектора по работе со щелочами в Англии, что действительно привело к очень близким значениям предельного выброса для различных штатов. Поскольку Акты, принятые в штатах Виктория и Новый Южный Уэльс, являются типичными для других штатов, ниже приводятся лишь некоторые детали.

Акт о чистоте воздушной сферы (1961 г.), принятый в Новом Южном Уэльсе, дает полномочия департаменту здравоохранения, в котором существует отдел защиты воздушного бассейна, разрешать деятельность перечисленных отраслей промышленности и назначать лицензионный налог. Его официальные представители могут посетить такое предприятие, провести замеры и потребовать установления нового или замены существующего пылегазоочистного оборудования. Департамент может также запретить эксплуатацию перечисленных предприятий в определенных зонах; он обладает очень широкими консультативными полномочиями. Чтобы содействовать этому, в Акте предписывается создание консультативного органа из двадцати членов из промышленности, профсоюзов, правительственных учреждений и Университетов.

В Акте перечислены отрасли промышленности, в которых борьба с загрязнением воздушной среды особенно затруднена: например, производство чугуна и стали. Отсутствующие в списке предприятия (например, небольшие котельные) контролируются местными властями.

Закон о чистоте воздуха штата Виктория (1958 г.) основан на положениях Закона о чистоте воздуха Англии и Уэльса (1956 г.) и специально запрещает выброс густого дыма из промышленных труб. Другие аспекты законодательства включают вопросы надзора

над проектами новых промышленных предприятий для полнейшего осуществления всех мер предосторожности с целью уменьшения загрязнения, а также создание Комитета по охране воздушной среды, который имеет право консультировать Министра по вопросам снижения загрязнения воздуха выбросами ТЭЦ, локомотивов, судов, самолетов и автомобилей.

Соблюдение Акта контролируется отделением по борьбе с загрязнениями Департамента по охране окружающей среды (ЕРА); его представители имеют право посетить предприятие и произвести расследование загрязнения.

Важные положения, установленные Актом штата Виктория, предписывают предпринимателям, строящим предприятия с газовым выбросом, представлять планы предприятия в Департамент здравоохранения, где инженеры проверяют их и убеждаются в том, что в проекте предусмотрены «наилучшие применимые средства» для предотвращения загрязнения воздушного бассейна. В положениях предусмотрено также, что в процессе эксплуатации завода должно быть предусмотрено наблюдение за выходным отверстием дымовой трубы, т. е. видимый выброс мог быть обнаружен с территории завода. В позднейших законодательствах предложены индикаторы плотности дыма или установление телевизионных систем в качестве альтернативы прямому наблюдению.

В 1968 г. был утвержден Австралийский сенатский комитет по охране чистоты воздушного бассейна (в рамках Британского содружества наций), что, вероятно, приведет к принятию отдельными штатами единого законодательства; возможен также отказ от законодательств Британского содружества.

Канада. Здесь, как и в Австралии, законодательство в области очистки воздуха, является делом отдельных провинций. Так, в Онтарио в 1958 г. был принят Закон об очистке воздуха, который позволяет муниципалитетам принимать постановления, управлять и ужесточать политику в области борьбы с загрязнением воздуха. В 1955 г. в Виндзоре (провинция Онтарио, который представляет собой зону с высокоразвитой промышленностью, был принят Указ, в котором не определялась запрещаемая плотность дыма [747]. Подробная информация о борьбе с загрязнением атмосферы в определенном районе может быть получена у местных властей.

В Муниципальный Акт провинции Нова Скосиа (1955 г.) была введена поправка (1960 г.), устанавливающая право муниципальных советов ограничивать допустимые выбросы загрязняющих веществ (дым, газы, запахи). Положение дает возможность установить нормы и добиться их выполнения, потребовать установки газоочистного оборудования. Официальные представители имеют право посетить предприятие.

Новое положение (22 апреля 1960 г.), принятое в Манитобе, заменило более раннее Положение (№ 91, 1945 г.). В нем определено содержание загрязняющих веществ (токсичные пыль, летучая зола, дым и т. п.) и пределы выбросов, которые теперь проведены

Законом. Выбросы дыма ограничены пределами по шкале Ригельманна: затемнение больше 1 и меньше 2 допустимы не более чем на 4 мин в течение 30 мин или 8 мин на любое другое время; больше 2, но меньше 3 — не более 3 мин за 15 мин или не более 6 мин за любое другое время. Выброс пыли не должен превышать $0,4 \text{ г/фут}^3$ ($0,92 \text{ г/м}^3$), содержание SO_2 в газе не более 0,2% (объемн.).

Положение для штата Альберты (30 августа 1961 г.) подобно положению, утвержденному для штата Манитобы. Однако в нем содержится требование предварительного представления чертежей предприятия и трубопроводов в Провинциальный Совет по здравоохранению.

Новая Зеландия. Закон о здравоохранении в Новой Зеландии (1956 г.) имеет много общего с «Законом о работе со щелочами» (1906) Великобритании. Предприятия, на которых образуются газы, определены как «нездоровые и раздражающие»; они должны быть оборудованы эффективными средствами для предотвращения их выброса, ограничен также выброс газов сернокислотных цехов. Были назначены «химические» инспектора, имеющие право посетить предприятие, провести инспекцию и обследовать с целью надзора эти процессы.

В новозеландских положениях о борьбе с загрязнением воздуха (1957 г.), которые были разработаны на основе закона 1956 г., перечисляются те же пределы, что и в постановлении Главного инспектора (стр. 46), а также «предполагаемые пределы». Различие (и весьма существенное) заключается в более строгом контроле за выбросом газов сернокислотных цехов ($1,5 \text{ г/фут}^3$, или $3,5 \text{ г/м}^3$).

Специфическими для Новой Зеландии является разработка норм контроля работы предприятий мясной промышленности (Новозеландский регламент химической промышленности, 1960 г.) для борьбы с запахом мясных и рыбных отходов, что имеет гораздо большее значение для Новой Зеландии, чем для Англии.

Другой проблемой, специфической для Новой Зеландии, является выделение сероводорода из геотермальных источников в гористой местности, в частности, у города Роторуа. До сих пор не существует никаких положений для этого источника загрязнения, однако проблема весьма серьезная, поскольку насыщенный сероводородом пар используется для отопления домов и в других целях.

Ирландия. Ирландская республика приняла поправку к Закону местного правительства (Санитарная служба) в 1962 г., введя предложения, подобные предложениям, содержащимся в «Законе о работе со щелочами» (стр. 46). Этот Закон позволяет Министру санитарной службы разрабатывать положения в следующих областях:

контроль источников загрязнения атмосферы, включая выбросы дыма, пыли и гриа;

строительство и эксплуатация промышленных химических и других предприятий, являющихся потенциальными источниками загрязнения атмосферы;

определение максимальной концентрации загрязняющих веществ в атмосфере, измерение выбросов загрязняющих веществ в атмосферу;

исследование и получение информации о выбросе загрязняющих веществ в атмосферу (испытание, измерение и исследование загрязнения атмосферы);

положение о потенциальных источниках загрязнения атмосферы радиоактивными материалами; определение особого контроля за чистотой атмосферы для определенных районов;

лицензирование персонала, связанного с определенным производством или процессами, если эти производства или процессы выбрасывают загрязняющие вещества в атмосферу, и запрещение нанимать на такие производства кого-либо, кроме лицензированного персонала;

лицензирование предприятий, выбрасывающих загрязняющие вещества, и запрещение выброса для всех других предприятий, кроме лицензированных;

аннулирование или приостановление действия лицензий.

Закон также дает право официальным лицам посещать предприятия с целью проверки соблюдения постановлений. Закон распространяется также и на морские и речные суда, которые хотя и не находятся на территории, подчиненной местным властям данного округа, рассматриваются как находящиеся в сфере влияния ближайшего к ним округа. Это отличает его от большинства других законов, которые исключают распространение правил на судоходство в гавани.

Япония. Государственный Закон «О положениях, касающихся выброса дыма» был принят в 1962 г. и проведен в жизнь в апреле 1963 г. До этого времени лишь несколько префектур, включая Токио и Осаку, руководствовались местными положениями о контроле за выбросами дыма. Термин «дым» относится к саже, пыли и оксиду серы (IV), образующимся в процессах горения (в том числе на тепловых электростанциях). Закон определил также понятие «токсические вещества» (HF , H_2S , SeO_2 , HCl , NO_2 , SO_2 , Cl_2 , SiF_2 , CoCl_2 , CO_2 , HCN , NH_3) [847].

ВЫБОР ОСНОВНЫХ ДАННЫХ

Для того, чтобы выбрать подходящий тип пылеулавливающей установки, необходимо знать характеристику газов и объем очищаемого газа. Температура и химический состав газов, а также тип улавливаемых частиц являются определяющими факторами при выборе установки и конструкционных материалов. Необходимо учитывать и точку росы газов, которая может быть чрезвычайно высока в случае оксида серы (VI), а иногда определяют минимальную рабочую температуру, например в случае применения рукавных фильтров. Высокая точка росы может оказаться преимуществом, поскольку она очень часто определяет оптимальную рабочую температуру для электростатических фильтров, улавливающих думы с высоким электрическим сопротивлением. В таком случае в газовый поток иногда добавляют SO_3 для повышения точки росы, и требуемое ее количество необходимо рассчитать.

Если какой-либо компонент газовой смеси поглощается раствором, необходимо знать его коэффициент массопереноса. Для удаления твердых частиц требуется их физическая характеристика: распределение по размерам, плотность и форму. Важно также знать, являются ли частицы хорошим проводником или каковы их магнитные свойства.

В этой главе обсуждаются методы измерения температуры газа, скорости газового потока и точки росы, размеров проб газов, а также методы расчета некоторых параметров. Кроме того, будут рассмотрены основные методы определения размеров твердых частиц, так как детальное рассмотрение этого вопроса выходит за рамки настоящей книги.

1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ

Объемы очищаемых газов могут быть найдены либо прямым измерением газового потока в газоход, трубопроводе или дымовой трубе или путем расчета, если известен состав газа, количество и состав реагирующих веществ и химическая природа процесса (обычно это процесс сгорания).

Измерение газовых потоков. Наиболее часто газовые потоки измеряют с помощью дифференциальных манометров — устройств,

использующих перепад давлений, — измерительных диафрагм, трубок Вентури или трубок Пито; для работы при комнатных температурах и в нетоксичных средах (например, кондиционирование воздуха) часто используют клапанные анемометры. При очень малых скоростях газовых потоков, когда чувствительность трубки Пито недостаточна и с ее помощью нельзя получить стабильные результаты, полезным может оказаться термоанемометр, принцип действия которого основан на измерении сопротивления нагретой проволоки, помещенной в газовый поток, в зависимости от потери тепла. Однако этот прибор недостаточно точен и пока не нашел широкого промышленного применения.

Измерительные диафрагмы и трубки Вентури обычно жестко монтируются на установке. Для нормальной работы измерительных диафрагм необходимо устанавливать их на прямой линии участка газохода, причем длина этого участка должна быть не менее девяти диаметров газохода — шесть диаметров до и три диаметра после диафрагмы; в случае очень турбулентных потоков «участок успокоения» после диафрагмы должен быть длиннее.

Для трубок Вентури необходимы еще более длинные прямые участки газохода в связи с большой длиной диффузора; трубки Вентури сложнее в изготовлении, чем простые плоские диафрагмы, но их преимуществом является меньшее падение давления. Подробности о конструкциях и пределах применения этих устройств можно найти в соответствующих каталогах.

Существует много типов трубок Пито. Для них не нужны длинные «участки успокоения» потока в газоход, поскольку они служат для измерения локальных скоростей. Трубки невелики по размерам, поэтому их можно ввести в газоход через небольшое отверстие в стенке без остановки газоочистительной установки; они не вызывают заметной потери давления газового потока. Основным недостатком трубок Пито состоит в том, что для определения полного газового потока необходимо провести целый ряд измерений скоростей для установления профиля скоростей газового потока. Затем проводится интегрирование профиля, обычно графическими методами. Следовательно, в случае внезапных флуктуаций газового потока найденное значение расхода будет неточным.

В основном трубка Пито состоит из трубок динамического давления и трубки статического давления. В простейшей форме (рис. II-1) в трубке типа «крюк» статическое давление может измеряться у стенки газохода. Такая конструкция применима для очень узких газоходов, для которых многостенные трубки Пито могут оказаться слишком широкими и их введение в газоход вызовет нарушение режима газового потока, либо когда отсутствуют трубки стандартного размера. Предпочтительнее срезать переднюю кромку трубки в виде конуса под углом 8° , но она может быть и прямой.

Обычно трубки динамического и статического давления монтируются в один узел. Образцы, соответствующие британскому стан-

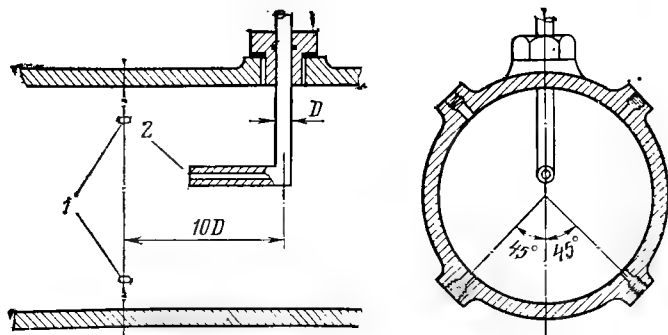


Рис. II-1. Трубка Пито типа «Крюк» для измерения ударного давления с отдельными выпусками для статического давления в трубе или в стенке корабля [185]:

1 — ударное отверстие; 2 — выпускные отверстия.

дарту (британский стандарт № 1042) [128], представлены на рис. II-2. Для малых расходов газа рекомендуется эллипсоидальная головка, показанная на рис. II-2, в. Она более надежна, чем цилиндрическая головка, предложенная Национальной физической лабораторией и представленная в ранних изданиях стандарта.

Кроме обычных трубок Пито существует обратная трубка,

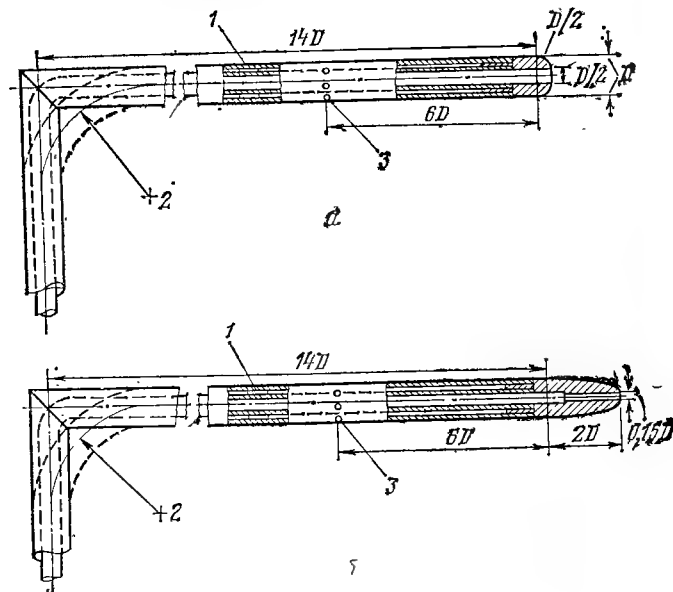


Рис. II-2. Трубки Пито с полусферической (а) и эллипсоидной (б) головками для измерения статического давления:

1 — уплотнители для выравнивания по центру внутренней трубки; 2 — варианты закругления (до 3D); 3 — отверстия в наружной трубе (7 отверстий диаметром D/8; наружная поверхность гладкоотделенная без заусениц).

(рис. II-3), преимуществом которой является простота ввода в газозоход и большая разность давлений. В этих случаях скорость газа (в м/с) может быть рассчитана из эмпирического соотношения

$$u = 1,256 \sqrt{(\Delta h / \rho)} \quad (II.1)$$

где Δh — разность давлений, Па; ρ — плотность газа, кг/м³.

Для более низких скоростей газового потока используются тепловые анемометры. Их работа сильно зависит от температуры, и они нуждаются в относительно частой калибровке. В последнее время для температур до 50 °С успешно применялись термометры; была найдена зависимость между потоком воздуха, температурой, влажностью и давлением [838]. Термометры особенно надежны при непрерывном измерении скорости газового потока в условиях комнатной температуры.

Если необходимо измерить не только скорость, но и направление движения газов, например, для сопел, центробежных форсунок и т. п., может быть использована трубка Пито с угловым перемещением («рысканьем»). Такой прибор, снабженный сферической головкой и водяным охлаждением, был разработан в исследовательской лаборатории фирмы Юнайтед Стил [630].

При применении трубок Пито или другого прибора, измеряющего локальную скорость, эти измерения должны проводиться в нескольких точках, желательно на прямолинейных участках газозохода.

Газозоходы круглого сечения обычно разделяют на ряд колец и измеряют скорости по двум направлениям, пересекающимся под прямым углом. При этом получают четыре значения скорости для каждого кольца. Если скорость потока у стенки трудно замерить, она может быть оценена на основании графика зависимости скорости от расстояния до стены (в логарифмических координатах).

В случае прямоугольных газозоходов или газозоходов неправильной формы их сечение разбивают на ряд прямоугольников, и скорость потока измеряют в центре каждого из них. Такое измерение обычно проводится через несколько входных отверстий, сделанных либо в одной стенке, либо, что более желательно, в двух прилегающих стенках газозохода. В случае неустойчивых газовых потоков предпочтительнее измерять изменение потока в одной точке. Если газовый поток находится в области обтекания, скорость в центре круглого газозохода в два раза больше средней

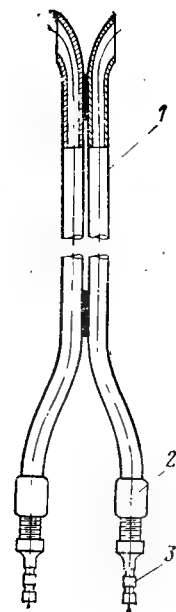


Рис. II-3. Сдвоенная или реверсивная трубка Пито:

1 — трубка из нержавеющей стали; 2 — муфта; 3 — переход.

скорости. В альтернативном варианте можно измерять скорость на расстоянии 0,762 радиуса от оси трубы.

При относительно малых расходах газа применяются и другие измерительные устройства, такие как переносные жидкостные газометры или силфоны (обычно для измерения городского газа). Клапанные вентиляционные приборы и приборы с меняющейся апертурой (ротаметры) используются также для измерения средних газовых расходов, в частности, при технологическом контроле процесса. Их действие основано на том, что весь газовый поток проходит через прибор, и поэтому они используются обычно для измерения объемов газов, отобранных в пробоотборник, а не для измерения полного расхода газа в газоходе.

Подробное описание измерительного оборудования и приборов можно найти в специальной литературе, например [185], и в соответствующих каталогах и справочниках.

Расчет расхода газового потока. Часто возникает необходимость проектирования газоочистительного оборудования до пуска соответствующего основного производства, например использующего сжигание угля или жидкого топлива (мазута), состав которых известен. Состав выхлопных газов может быть либо рассчитан, исходя из полного или частичного сгорания и характерного соотношения воздух — топливо, либо определен путем анализа газов на этом или аналогичном производстве. Тогда расчет процесса массопереноса газов сводится к расчету материального баланса. Если известна также температура газа или она может быть оценена из теплового баланса, то можно рассчитать объем газов (типичный пример приведен в Приложении).

2. ИЗМЕРЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ ГАЗА

Определение фактической температуры газа с разумной степенью точности является весьма существенным при выборе соответствующего механизма очистки и очищающей среды.

Когда подвергающиеся очистке газы находятся в какой-либо емкости или проходят по газоходу, температура стен которого отличается от температуры газа, то метод измерения температуры должен учитывать эффект теплового излучения, присущий системе. Так, если газы холоднее окружающей их стены, то стены будут излучать тепло в направлении теплоизмерительного элемента, и зарегистрированная температура будет выше фактической температуры газа. И наоборот, для газов, более горячих, чем газоход, термоизмерительный элемент будет излучать тепло в направлении окружающих стен и таким образом не достигнет реальной температуры газа. Перенос тепла излучением приводит к большой разнице температур и очень быстро растет при увеличении температуры; так, при температуре порядка 1500 °C разница достигает 200—300 °C. В емкости или газопроводе с теплоизоляцией, где темпе-

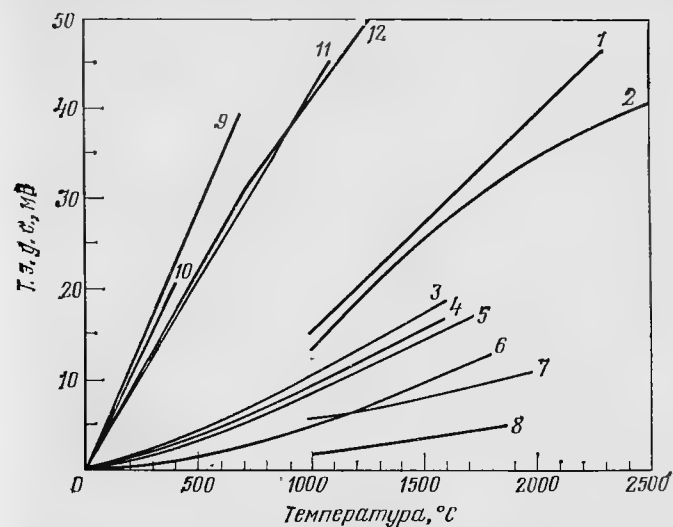


Рис. II-4. Зависимость температуры от термоэлектродвижущей силы (т. э. д. с.) [241] для следующих термопар:

1 — иридий — вольфрам; 2 — вольфрам — рений — вольфрам; 3 — платина — 87% платины — 13% родия; 4 — платина — 90% платины — 10% родия; 5 — 99% платины — 1% родия и 87% платины — 13% родия; 6 — 95% платины — 5% родия и 80% платины — 20% родия; 7 — иридий — 60% родия — 40% родия; 8 — 80% платины — 20% родия и 60% платины — 40% родия; 9 — железо — константан; 10 — медь — константан; 11 — хромель — алюмель; 12 — платинель.

ратура внутренней стенки близка к температуре газов, температура, измеренная термочувствительным элементом, практически равна температуре газа.

Термочувствительные элементы. К ним относятся термометры и термопары. Обычные стеклянные ртутные термометры используются при температурах ниже 0 °C и до 350 °C. Стеклянный спиртовой термометр позволяет отодвинуть нижний предел измеряемых температур до —80 °C. Платиновые термометры сопротивления отличаются высокой точностью и могут применяться в пределах от —200 до +600 °C, а иногда и выше.

Термопары медь — константан используются в пределах от —200 до +400 °C, тогда как верхний предел для других основных металлических термопар, из которых наиболее распространенной является хромель — алюмелевая, достигает 1200 °C. Термопары из благородных металлов в настоящее время могут использоваться при непрерывном измерении до температуры 2400 °C или при периодическом — до 2800 °C (например, термопара рений — вольфрам). Характеристика термопар приведена на рис. II-4.

Ниже приведены наиболее распространенные термопары, используемые при температуре до 2800 °C (в скобках — экстремаль-

ная температура):

Медь — константан	минус 200—400 °C (500 °C)
Железо — константан	0—800 °C (1100 °C)
Хромель — алюмель	0—1100 °C (1300 °C)
Платина — Pt 8,7%—13% Ph	0—1600 °C (1700 °C)
Pt 20% — Ph — Pt 60%—40% Rh	0—1800 °C (1850 °C)
Иридий — Ir 40% — 60% Rh	1400—2000 °C (2100 °C)*
Иридий — вольфрам	1000—2200 °C (2300 °C)**
Вольфрам — W—Re	до 2500 °C (2800 °C)*

* Нейтральная атмосфера.

** В условиях вакуума, нейтральной и восстановительной атмосферы.

При применении термопары в агрессивных средах она должна быть защищена чехлом. Для температур ниже 1000 °C достаточно металлического чехла, тогда как при несколько более высоких температурах можно использовать кварцевые чехлы; однако эти чехлы сами являются коррозионноопасными для термопар из благородных металлов. Чехлы из модифицированного (перекристаллизованного) оксида алюминия могут применяться вплоть до 1850 °C. При более высоких температурах можно использовать оксид бериллия.

Калибрование термочувствительного элемента. Основными (первичными) реперными точками являются температура плавления льда (0 °C), температура кипения воды (100,0 °C), температура кипения серы (444,60 °C) и температуры плавления серебра (960,5 °C и золота (1063 °C). Вторичной реперной точкой служит температура плавления палладия (1552 °C), хотя ею может быть и температура плавления никеля (1452 °C).

Платина плавится при 1769 °C. Для дальнейшего расширения шкалы можно использовать температуры плавления некоторых других металлов (родий — 1960 °C, иридий — 2443 °C и т. д.). Лохман [471] использовал эталонный оптический микропирометр для калибрования термопар из благородных металлов до 2200 °C в высокотемпературной лабораторной печи. Несколько позже Цик и Тонсхоф [965] привели детальное описание конструкции печи (до 2400 °C) с вольфрамовыми стенками (рис. II-5). Были приняты специальные меры предосторожности для того, чтобы избежать эмиссионных коррекций; для этого термопару помещали внутри черного тела — молибденового цилиндра с покрытием из BeO.

Радиационные потери от термочувствительного элемента могут быть уменьшены различными путями.

Термопары различных размеров. Радиационные потери тепла пропорциональны площади поверхности головки, образованной спаем двух проволок. В этом случае, чем меньше термопара, тем меньше потери тепла. Тогда, используя ряд термопар различных размеров и нанося на график зависимость измеренной температуры от площади поверхности термопары, можно получить кривую (которая обычно имеет вид практически прямой линии) и экстраполировать ее до температуры, соответствующей нулевой площади

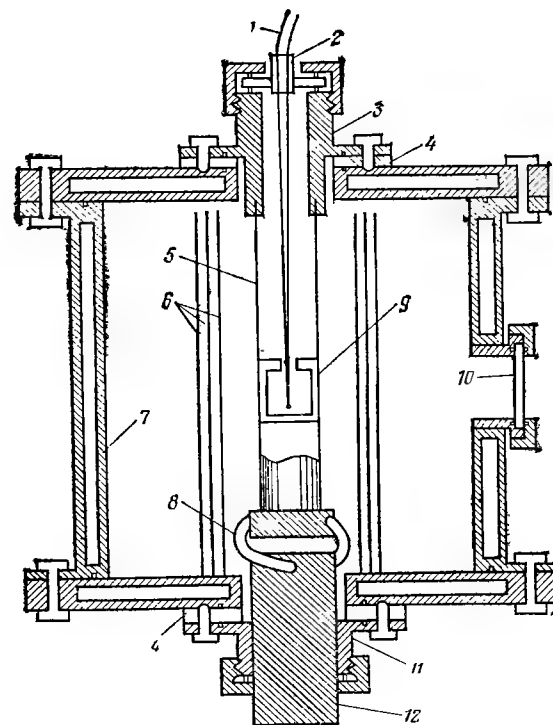


Рис. II-5. Высокотемпературная калибровочная печь для термопар [965]:
1 — термопара; 2 — сальник; 3 — верхний электрод; 4 — изоляция; 5 — нагревательный элемент; 6 — радиационные щиты; 7 — оболочка с водяным охлаждением; 8 — температурный шов; 9 — черное тело; 10 — смотровой люк; 11 — электродный зажим; 12 — нижний электрод.

поверхности. Эта величина представляет собой измеренную фактическую температуру газа [861]. Метод особенно пригоден для замкнутых систем или для тех случаев, когда отбор больших объемов газа, необходимых для отсасывающих и пневматических пирометров, в значительной степени влияет на температуру газа.

Отсасывающие пирометры. Другим способом определения фактической температуры газа является экранирование термочувствительного элемента от излучающих стен; для этого элемент окружают так называемыми радиационными экранами и, газы при высокой скорости просасывают через термочувствительный элемент (обычно термопару), при этом увеличивается конвекционный перенос тепла к элементу. Число требуемых экранов зависит от температуры газа, а выбор конструкционных материалов — как от химических свойств газов, так и от температуры.

Так, например, инконель (75—80% Ni, 15—20% хрома, остальное — железо) может применяться при температурах до 1100—1200 °C при условии, что в газах присутствует лишь незначительное количество оксида серы (IV). Для газов с высоким содержанием

SO₂ предпочтительнее использовать нержавеющую сталь с высоким содержанием хрома; она может применяться в этом же интервале температур. Для работы при более высоких температурах экраны изготавливают из огнеупорной керамики (муллит, алунд).

Термопару обычно помещают в чехол для предотвращения ее окисления газами. Все устройства — термопара, чехол и радиационные экраны — монтируются на конце пробоотборника из нержавеющей стали, который должен охлаждаться водой, если измеряемая температура более 900 °С. Типичный отсасывающий пирометр представлен на рис. II-6, где показаны три типа радиационных экранов.

Газовый поток просасывают через термопару с помощью эжектора, расход определяют с помощью измерительной диафрагмы.

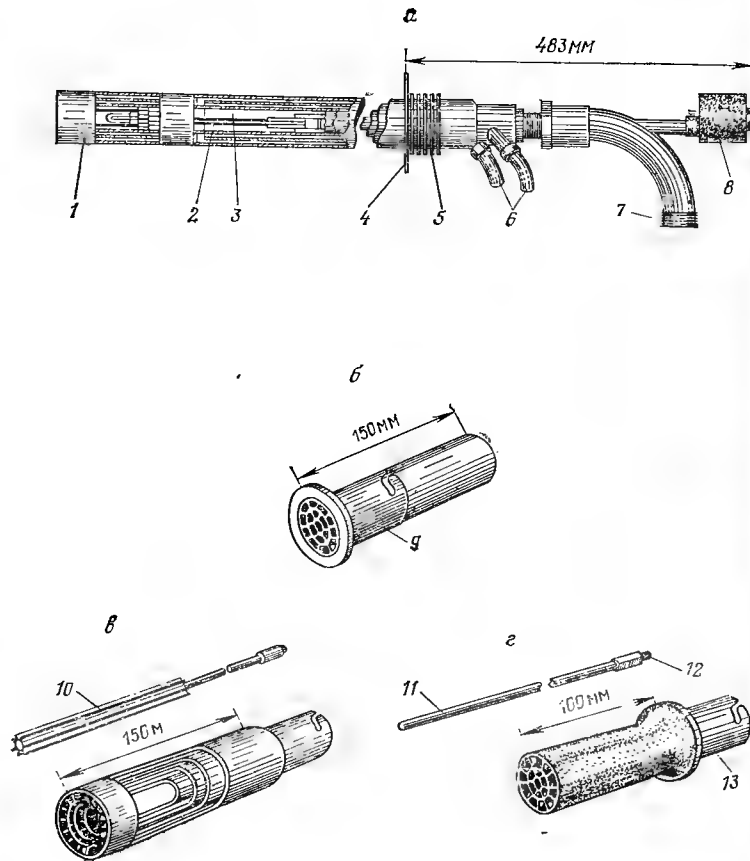


Рис. II-6. Устройство отсасывающего пирометра (а) с внутренним (б), оребренным стальным (в) и радиационным (г) жаропрочными экранами:

1 — экран термопары (тип 4т); 2 — термопара Pt—Pt—Pd; 3 — зашелкивающаяся шпилька для крепления экрана; 4 — фланец; 5 — металлический сильфон; 6 — отводы (6,35 мм) для воды; 7 — трубка на всасе (31,7 мм); 8 — катушка с запасным приводом термопары; 9, 13 — держатели; 10 — металлический экран термопары; 11 — жаропрочный экран; 12 — переход.

ТАБЛИЦА II-1

Эффективность термопар, экранированных радиационными экранами из стали [479]

Температура, °С	Число радиационных экранов									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
400	98									
600	88	98								
800	71	93	98							
1000	54	81	93	97	99					
1200	39	69	85	92	95	98	99			
1400	28	55	74	83	91	95	97	99	99	
1600	20	43	62	73	83	90	94	96	97	98

Примечание. Принято, что экраны представляют собой абсолютно черное тело.

Поскольку огнеупорные многослойные экраны очень хрупки, их конструкция видоизменена так, чтобы они могли быть смонтированы в кожухе отсасывающего пирометра (см. рис. II-6). Экспериментально было показано [54], что для отсасывающего пирометра такого типа наилучшие результаты были получены тогда, когда термопару помещали на расстоянии 35 мм от конца экранов. Если термопару передвинуть ближе к входу, возможно влияние излучения стенок через входное отверстие; если ее отодвинуть вглубь, оказывают влияние водоохлаждаемые стенки.

Точность измерения температуры с помощью отсасывающего пирометра зависит от фактической температуры газа, температуры окружающей среды и скорости просасывания газа через термопару. Если газ не проходит через термопару, показания температуры содержат некоторую ошибку, при увеличении скорости газового потока ошибка снижается. Степень уменьшения ошибки называется эффективностью пирометра. Эффективность отсасывающего пирометра, работавшего при скорости потока 150 м/с, была найдена для температур до 1600 °С и числа экранов свыше 10 (табл. II-1).

Эффективность пирометра при скоростях просасывания газа, отличающихся от 150 м/с, можно получить путем умножения действительного числа радиационных экранов на коэффициент, приведенный ниже:

Скорость, м/с: . .	3	6	15	30	60	90	120	150	120	210
Коэффициент . .	0,1	0,28	0,40	0,52	0,69	0,82	0,83	1,00	1,07	1,04

Необходимо также учитывать эффект охлаждения, обусловленный отсосом газов к термопаре:

Скорость, м/с	30	60	90	120	150	180	210	240
Δt , °С	0,5	1,5	3,5	6,5	10	14	19	25

ТАБЛИЦА II-2

Массоперенос воздуха [в кг/(ч·мм²)]

Температура, °С	Скорость, м/с								
	30	60	80	120	150	180	210	240	270
200	0,141	0,163	0,245	0,362	0,408	0,489	0,571	0,652	0,733
400	0,059	0,118	0,177	0,236	0,295	0,354	0,413	0,471	0,531
600	0,044	0,089	0,132	0,176	0,221	0,265	0,309	0,353	0,397
800	0,036	0,072	0,108	0,143	0,179	0,215	0,251	0,287	0,323
1000	0,030	0,060	0,091	0,121	0,151	0,181	0,212	0,242	0,272
1200	0,026	0,052	0,079	0,105	0,131	0,157	0,183	0,209	0,236
1400	0,023	0,046	0,069	0,092	0,115	0,138	0,162	0,184	0,207
1600	0,020	0,041	0,062	0,082	0,103	0,124	0,144	0,165	0,186

Поскольку плотность газов при высоких температурах ниже, чем при температуре окружающей среды, а массоперенос измеряется после того, как газы охладились при проходе через пробоотборник с водяным охлаждением, то при измерении скорости газового потока с помощью измерительной диафрагмы необходимо ввести поправку на плотность. Значения массопереноса воздуха, приведенные в табл. II-2, позволяют оценить скорость газа у термомпары с использованием данных, полученных на измерительной диафрагме.

Металлические радиационные экраны в процессе эксплуатации быстро темнеют и ведут себя как абсолютно черное тело (коэффициент излучения равен 1), тогда как экраны из огнеупорной керамики светятся при высокой температуре, и их коэффициент эмиссии меньше единицы.

Эквивалентное число других экранов может быть вычислено с помощью коэффициента f — функции отношения толщины отражающей трубки w и ее теплопроводности χ (табл. II-3):

$$f = 4aT^3 \frac{w}{\chi} \quad (II.2)$$

где w — толщина трубки, мм; χ — теплопроводность трубки, кал/(мм·с·°С); T — температура, °С; a — константа.

ТАБЛИЦА II-3

Значения f для различных w/χ [479]

Температура, °С	$w/\chi \cdot 10^{-2}$			
	10	20	50	100
1000	0,1	0,2	0,6	1,1
1200	0,2	0,3	0,9	1,8
1400	0,3	0,5	1,3	2,6
1600	0,4	0,7	1,8	3,6

ТАБЛИЦА II-4

Число простых металлических экранов, эквивалентных жаропрочному экрану

f	Излучательная способность				
	1	0,8	0,6	0,4	0,2
0	1,0	1,2	1,5	2,0	3,0
1	1,4	1,6	1,8	2,2	3,2
2	1,7	1,9	2,1	2,4	3,3
3	2,0	2,1	2,3	2,6	3,5
4	2,2	2,3	2,5	2,8	3,6

Для известного значения коэффициента излучения огнеупорного материала и значения f из табл. II-4 можно найти эффективное число металлических экранов, эквивалентное одному экрану из огнеупорного материала.

Для огнеупорных экранов следует сделать необходимый допуск на шероховатость поверхности, равный $\sqrt{2}$, таким образом эквивалентное число экранов следует умножить на 1,41. Если огнеупорные экраны изготовлены из набитой трубы (тип Шака), то коэффициент допуска равен 2,5. Пример, иллюстрирующий это положение, приведен в Приложении.

Для расчета эффективности всасывающего пирометра можно также использовать более быстрый метод, позволяющий получить оценочное значение реальной температуры газа. Метод основан на том, что эффективность прибора резко возрастает (от нуля) с начала ускорения газа и растет медленнее при дальнейшем увеличении скорости газа. Поэтому форма кривой скорость — температура от нулевой до реальной скорости газового потока может быть использована для определения эффективности пирометра при любой скорости потока. Для определения формы кривой необходим еще один фактор, характеризующийся температурой $T_{1/4}$, показанной прибором при скорости потока, равной одной четвертой максимальной скорости. Коэффициент формы k равен

$$k = \frac{T_{\max} - T_0}{T_{\max} - T_{1/4}} \quad (II.3)$$

где T_0 и $T_{\max}$ температура, показанная прибором соответственно при нулевой и максимальной скорости потока.

Ниже приведена эффективность при максимальных скоростях потока при различных коэффициентах формы:

Коэффициент формы	2	2,5	3	4	6	8	11
Эффективность, %	63	80	87	83	97	98	29

Инерционность отсасывающих пирометров относительно невелика и зависит от материала головки. Так, для металлических головок равновесная температура достигается в течение 2 мин, тогда как для циркониевых головок это время в два раза больше.

Если плотность газов мала (т. е. ниже плотности атмосферного воздуха), коэффициент теплопереноса от газа к термопаре мал, и при 30 кПа ошибка для обычного отсасывающего пирометра составит около 5%. Эта ошибка может быть устранена, если спай термопары поместить в поток газа, движущийся вдоль него со скоростью звука, непосредственно за горловиной суживающегося сопла, смонтированного в конце внутреннего радиационного экрана [14].

Пневматический пирометр. В тех случаях, когда газ просасывается через сужение в трубе, падение давления в этом сужении является функцией его геометрии, расхода и плотности газа. Плотность, в свою очередь, зависит от абсолютного давления газа, его абсолютной температуры и состава.

В пневматическом пирометре постоянная проба горячего газа просасывается через сужение, охлаждается и затем просасывается через второе сужение, где измеряется его температура. Температуру горячего газа рассчитывают, зная перепад давления при его переходе через два сужения и температуру во втором (холодном) сужении. Расчет может быть проведен автоматически с помощью простой аналоговой вычислительной машины.

В общем случае для несжимаемого газа падение давления Δp в сужении трубки связано с массопереносом m уравнением

$$\Delta p = km^2/\rho \quad (II.4)$$

где k — коэффициент сужения сопла; ρ — плотность газа.

Из газового закона

$$\rho = MP/RT \quad (II.5)$$

где M — масса 1 моль газа; P — общее давление газа; R — универсальная газовая постоянная.

В пневматическом пирометре сужения расположены последовательно, поэтому массоперенос одинаков для обоих сужений. Если индекс 1 относится к горячему газу, а индекс 2 — к холодному, то

$$\frac{P_1 \Delta p_1 M_1}{k_1 R T_1} = \frac{P_2 \Delta p_2 M_2}{k_2 R T_2} \quad (II.6)$$

Если потеря давления между двумя сужениями настолько мала, что ею можно пренебречь, то $P_1 = P_2$. Далее, поскольку диссоциация молекул, например, в отходящих газах, пренебрежимо мала при температурах до 2000 °С, то $M_1 = M_2$. Даже для температур около 2500 °С рассчитанный эффект диссоциации составляет лишь 5% для отходящих газов типичного состава [392].

Необходимо также соблюдение условия, чтобы между сужениями не происходило конденсации паров и поток находился в турбулентном режиме. Тогда уравнение (II.5) может быть упрощено

$$T_1 = k \frac{\Delta p_2}{\Delta p_1} T_2 \quad (II.7)$$

где $k = k_2/k_1$.

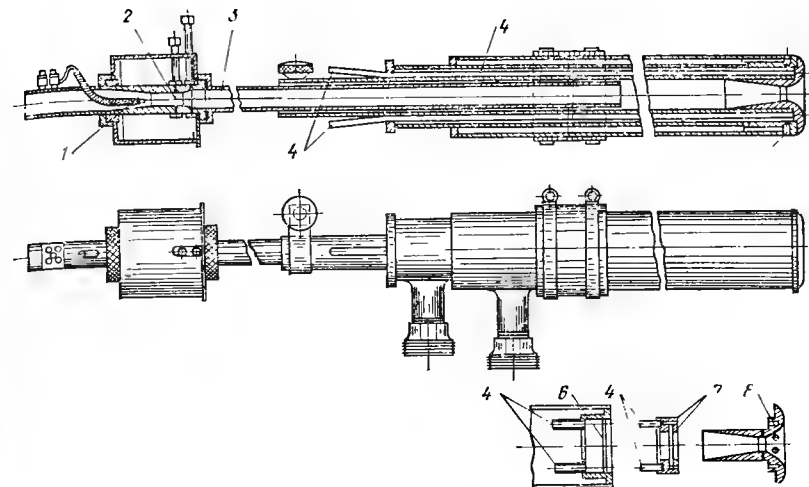


Рис. II-7. Пневматический пирометр Вентури [392]:

1 — датчик температуры; 2 — горловина Вентури (холодная); 3 — трубка для газа; 4 — линии давления; 5 — горловина Вентури (горячая); 6 — уплотнительное кольцо; 7 — верхняя точка отбора давления; 8 — вставка Вентури.

В приборе, разработанном в лабораториях В.С.Р.И.А [392], этот принцип используется в пневматическом пирометре Вентури, показанном на рис. II-7.

Пробоотборник диаметром 57 мм с водяным охлаждением изготовлен из бронзы или нержавеющей стали. Его длина зависит от конкретной области применения. Разработка горячего циклона Вентури представляется весьма сложной. Он изготовлен из коррозионностойкой стали и герметично соединен со штуцером с помощью каучуковых О-образных колец.

Водоохлаждаемая трубка облицована бронзой, чтобы предотвратить конденсацию влаги, содержащейся в газах. Холодный циклон Вентури расположен за водоохлаждаемой секцией; температуру газа определяют с помощью платинового термометра сопротивления, поскольку изменение сопротивления этих термометров пропорционально абсолютной температуре в рассматриваемой области температур.

Контрольно-измерительная аппаратура [482] должна автоматически обеспечивать решение уравнения (II.6). Для этого разность давлений Δp_1 и Δp_2 преобразуется в электрические сигналы с помощью датчиков давления — преобразователей Бодуэна, рассчитанных на давления от 0 до 5 кПа и питаемых переменным током 1 кГц от транзисторного осциллографа. Каждый датчик включает в себя дифференциальный трансформатор, поэтому выходной сигнал пропорционален приложенной разности давлений. Переменный ток сигнала выпрямляется с помощью кремниевого выпрямителя, и затем один сигнал проходит через термометр сопротивления,

а другой — поступает на подвижный контакт потенциометра. Разность потенциалов на сопротивлении подается на вход потенциометра, который показывает непосредственно абсолютную температуру горячего газа.

Это устройство гораздо проще, чем существовавшие ранее, где вместо термометров сопротивления применялись термопары.

3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТОЧКИ РОСЫ

Точное определение точки росы очищаемых газов играет первостепенную роль, так как проведение очистки при температурах ниже точки росы приводит к осаждению капель воды, в которой могут раствориться коррозионно-активные вещества, например оксид серы (IV). Это значительно сокращает срок службы установок. Так, для некоторых фильтров он снижается от нескольких лет непрерывной работы до нескольких часов. Кроме того, это приводит к коррозионному разрушению как самой газоочистительной установки, так и технологического оборудования — например экономайзера в котле-утилизаторе.

В газах сгорания влага образуется как из используемого для горения воздуха, так и из водорода топлива. Следовательно, в дни с высокой влажностью воздуха отходящие газы после их охлаждения до температуры окружающей среды будут пересыщены, и влага выпадает на пылеулавливающих устройствах, если их температура будет ниже точки росы. Если в топливе присутствует сера, отходящие (дымовые) газы содержат оксиды серы (IV) и (VI). Даже при очень незначительном содержании SO_3 (0,005%) и 10% водяного пара точка росы газов повышается приблизительно до 150 °C [402].

Точка росы может быть найдена с помощью прибора, измеряющего температуру однородной непроводящей поверхности, помещенной между двумя электродами. Сопротивление сухого материала практически бесконечно, но когда на его поверхности конденсируется пленка влаги, сопротивление уменьшается, и между электродами проходит ток. Одна из первых моделей такого прибора была сделана Джонстоном [402], а более современная, усовершенствованная его модификация была описана Басса и Беером [62].

В другом варианте, точка росы может быть оценена, исходя из известного содержания SO_3 в газах. Определение концентрации оксида серы (VI) затруднено тем, что очень часто содержание SO_2 в 10—100 раз превышает содержание SO_3 , причем происходит медленное окисление SO_2 до SO_3 . Это затруднение можно преодолеть добавлением к абсорбирующему раствору (0,2 н. раствору щелочи) 6% чистого бензилового спирта в качестве ингибитора. С такой же целью может быть использован бензальдегид, маннитол, или солянокислый *n*-аминофенол. Оксид серы (VI) определяют в виде сульфата. Обзор стандартных методов определения был сделан Корбетом и Краном [175].

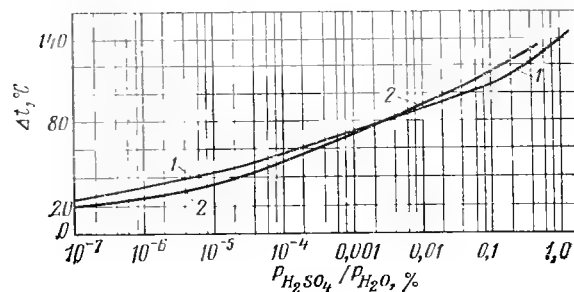


Рис. II-8. Зависимость парциального давления H_2SO_4 и H_2O от давления [586]: 1 — при 10 кПа; 2 — при 100 кПа.

Изменение точки росы может быть легко установлено, исходя из отношения парциального давления серной кислоты (которое может быть принято равным парциальному давлению SO_3) к парциальному давлению паров воды; для этой цели используется диаграмма Мюллера [586] (рис. II-8).

Кривые построены для давления водяного пара 10 и 100 кПа.

Найдя из стандартных таблиц точку росы чистого воздуха и паров воды, определяют точку росы газовых смесей (сложением). Например, точка росы газового потока, содержащего 10% (объемн.) паров воды и 0,01% (объемн.) SO_3 находят как

$$\frac{p_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{0,01}{10} \cdot 100 = 0,1\%$$

На рис. II-8 повышение точки росы для этого соотношения равно 105 °C. Точка росы для $p_{\text{H}_2\text{O}} = 10$ кПа равна 45 °C, таким образом, фактическая точка росы смеси будет равна 150 °C. Диаграмма Мюллера [586] позволяет с точностью до 5 °C определить изменение точки росы газовой смеси.

4. КЛАССИФИКАЦИЯ ТИПОВ АНАЛИЗОВ

Путем отбора проб газового потока, для которого необходимо выбрать или разработать газоочистное оборудование, определяют один или несколько из следующих параметров:

- основные газовые компоненты и их концентрации;
- примесные газовые компоненты, включая следовые количества;
- состав и концентрации жидких капель и твердых частиц в газовом потоке.

В некоторых случаях желательно, с точки зрения контроля процесса, проводить непрерывные измерения какого-либо компонента, например кислорода в отходящих топочных газах или следы опасных веществ, однако чаще всего отбор газов является подготовительной стадией, позволяющей выбрать соответствующие методы очистки и предложить необходимые конструкционные материалы.

При отборе пробы часть газового потока отводится через пробоотборник, устройство которого показано на рис. II-9. Пробоот-

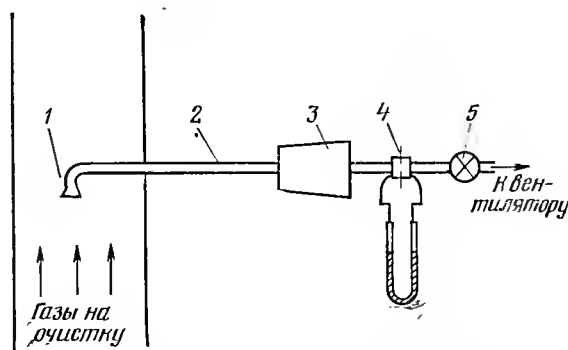


Рис. II-9. Устройство пробоотборника:

1 — насадка; 2 — трубка; 3 — устройство для отбора пыли; 4 — расходомер; 5 — клапан.

борник состоит из насадки, помещенной в газовый поток (обычно навстречу движению), сборника, расходомера (который может быть регистрирующим или интегральным) и устройств (насоса или эжектора) для прокачивания газов через пробоотборник. В зависимости от того, какие параметры необходимо определить при анализе, выбирают соответствующий метод.

5. ОТБОР И АНАЛИЗ ОСНОВНЫХ ГАЗОВЫХ КОМПОНЕНТОВ

При введении пробоотборника в газоход необходимо принять все меры к тому, чтобы проба была отобрана из основной части газового потока, и не из «мертвой» зоны, где нет потока, или из зоны с неперемешивающимися слоями газа. Необходимо также не допускать подсоса внешнего воздуха в образец. Если проба отходящих топочных газов или технологических газов отбирается в момент, когда реакция еще не закончилась, необходимо принять меры к тому, чтобы реакция не продолжалась в пробоотборнике; иногда пробоотборная трубка может действовать как катализатор дальнейшего процесса. Чтобы исключить это явление, используют пробоотборник с водяным охлаждением либо другое устройство, позволяющее «заморозить» реакцию. Поскольку нежелательная конденсация может привести к избирательной абсорбции конденсатом одного из газовых компонентов, целесообразно отбирать пробу при температуре выше точки росы. Если в газе присутствует пыль, она должна быть отфильтрована перед сборником.

Для газов пробоотборником является простая трубка. До температуры 300 °С можно использовать малоуглеродистую сталь, до 500 °С — эту же сталь с керамической футеровкой, и до 800 °С — нержавеющей сталь, содержащую 18% хрома и 8% никеля. Пробоотборники с водяным охлаждением могут применяться при гораздо более высоких температурах (медь — до 1250 °С, нержавеющая сталь — до 1600 °С), тогда как керамические трубы имеют

очень долгий срок службы при самых высоких температурах, встречающихся в промышленности (металлургические печи).

Очень часто наблюдаются случаи закупоривания пробоотборной линии пылью при ее высокой концентрации в потоке или конденсация паров в ней, поэтому необходимо принять меры предосторожности, например, прогрев линии и частую или непрерывную смену пылевого фильтра. Для предотвращения коррозии пробоотборной линии, обусловленной присутствием в отходящих топочных газах серной кислоты, образующейся из SO_3 и сконденсированной влаги, необходимо использовать специальные материалы для изготовления пробоотборной линии, особенно если она жестко смонтирована на газоходе для осуществления непрерывного анализа.

Методы отбора проб для постоянного контроля за ходом реакции* применимы и для анализов, необходимых для разработки газоочистительного оборудования. Основой анализа является определение плотности, теплопроводности, ИК-спектроскопия, дифференциальная абсорбция в растворителях, изменение электропроводности растворителей и специфических физических свойств, таких как парамагнитные свойства кислорода или радиоактивность некоторых газов от радиоактивных источников.

Приборы для измерения плотности основаны на определении компонента, масса 1 моль которого выше, чем масса 1 моль газовой смеси без этого компонента. Наиболее типичным примером является определение оксида углерода (IV) в отходящих газах. Плотность CO_2 с массой 1 моль, равной 44, значительно выше плотности других компонентов: кислорода (32), азота (28) и СО (28).

Плотномер обычно представляет собой прибор сравнения, в котором две мешалки, помещенные соответственно в воздушную среду и в анализируемый газ напротив двух дисков быстро вращаются в противоположных направлениях, диски связаны со стрелкой шкалы прибора. Такой прибор, известный в промышленности как Ренарекс или Пирорекс, может использоваться и для определения плотности других тяжелых газов в воздушных смесях.

Теплопроводность измеряется с помощью компенсационных приборов, работающих на принципе мостика Уинстона. Теплопроводность CO_2 составляет 60% теплопроводности воздуха, в то время как теплопроводность СО лишь не намного ниже теплопроводности воздуха. К сожалению, теплопроводность оксида серы (IV) составляет лишь треть от теплопроводности воздуха; таким образом, если дымовые газы содержат несколько процентов SO_2 (при сжигании сернистого топлива), то измеренное содержание CO_2 будет значительно выше, чем оно было бы в отсутствие оксида серы.

ИК-абсорбция представляет собой изящный метод, разработанный в последние годы для повседневного промышленного применения.

* Британский комитет по стандартам подготовил стандарт на непрерывный автоматический анализ отходящих газов.

Измерительная способность промышленного УФ-анализатора

Газ (или пар)	Концентрация на выходе, млн-1	Чувствительность, млн-1	Газ (или пар)	Концентрация на выходе, млн-1	Чувствительность, млн-1
SO ₂	2000	8	NH ₃	1000	50
NO ₂	От 50 до 500	2	C ₆ H ₆	2000	5
Cl ₂	2000	10	Диметилформамид	2000	12
Br ₂	1000	4	Фурфурол	1000	0,04
F ₂	2000	100	Толуол	2000	5
H ₂ S	1000	3	Циклогексанон	2000	50
Ацетон	1000	50	Фенол	от 0,1 до 10	0,002

Абсорбция в ультрафиолетовой области спектра с успехом была использована для непрерывного анализа газов в технологических потоках (включая отходящие газы). С помощью этого метода определялись такие газы, как оксиды серы (IV) и азота (IV), хлор, бром, фтор, сероводород, ацетон, аммиак, бензол, диметилформамид, фурфурол, толуол, циклогексанон и фенол. Типичные концентрации и пределы чувствительности одного из таких приборов приведены в табл. II-5.

Для типичного анализа дымовых газов с целью определения SO₂ и NO₂ применяется прибор с расщепляющимся пучком: SO₂ сильно поглощает при длине волны 302 нм, тогда как практически не поглощает при длине волны сравнения — 546 нм. Интерференция с NO₂, присутствующим в газе, минимальна, поскольку оксид азота (IV) поглощает практически одинаково при обеих этих длинах волн.

Для определения NO₂ в качестве измеряющей выбрана длина волны 436 нм, а волны сравнения — 546 нм, поскольку SO₂ не поглощает ни при одной из этих волн и, следовательно, не интерферирует. Для отсекаания всех волн с длиной менее 436 нм между лампой и кюветой с образцом устанавливают оптический фильтр, что препятствует возникновению фотохимических реакций. Можно предусмотреть ручное или автоматическое переключение фильтров, и таким образом оба газа могут быть определены поочередно. Для того, чтобы получить линейный сигнал, на выходе фотометра используют логарифмический умножитель.

Избирательная абсорбция одного из компонентов газовой смеси является, естественно, классическим методом газового анализа. Оксид углерода (IV) быстро поглощается раствором едкого кали, кислород — щелочным раствором пирогаллола, а оксид углерода (II) — одним из нескольких растворителей, например аммиачным раствором хлорида меди. Все эти растворы применяются последовательно при анализе отходящих газов либо в аппарате ОРС, либо в одной из многочисленных его модификаций; при этом проба газа постоянно уменьшается в объеме вследствие последовательного поглощения компонентов.

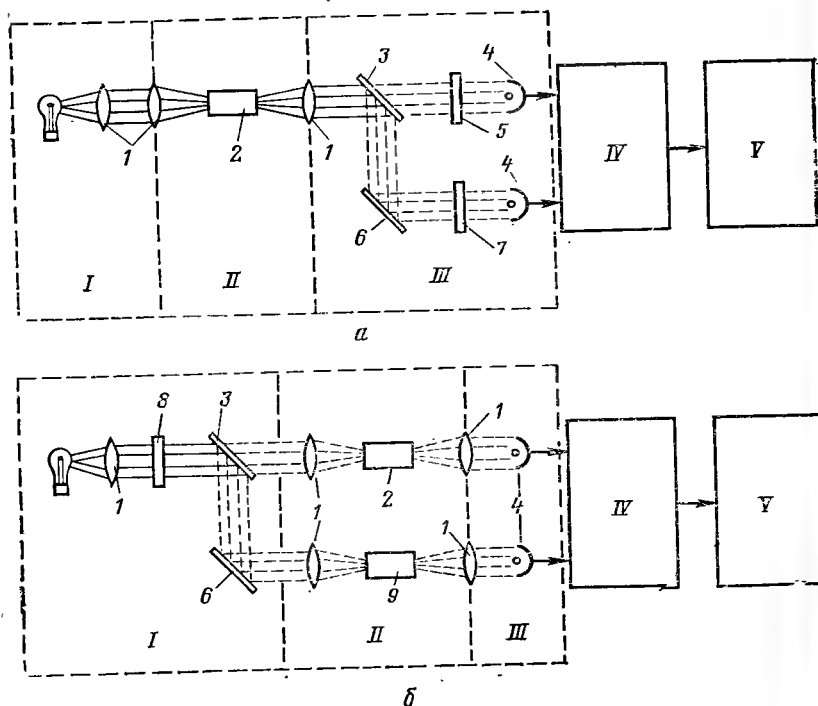


Рис. II-10. Устройство прецизионного фотометра (модель Дюпон 400) [586а]: I — отделения источника света; II — отделения для отбора пробы; III — отделения для детектора; IV — контрольный пункт; V — записывающее устройство; 1 — линза; 2 — ячейка для пробы; 3 — разделитель луча; 4 — фототрубка; 5 — измерительный фильтр; 6 — зеркало; 7 — контрольный γ-фильтр; 8 — оптический фильтр; 9 — контрольная ячейка.

ния [553] для анализа разнородных газов, например, SO₂, CO, CO₂, H₂O, N₂O, CH₄ и паров органических соединений. Некоторые из этих газов могут находиться в смеси одновременно, если только их абсорбционные полосы не перекрывают полосу определяемого газового компонента. Но даже и в этом случае могут быть найдены такие оптические траектории для фотоэмиссионных трубок и фильтров, что в их спектр излучения будет входить излучение с длиной волны абсорбированного определяемого газа, содержащегося в пробе.

Такое устройство, в котором применяется либо расщепляющийся пучок, либо двойной пучок волн, показан на рис. II-10. Если нужно измерить разницу в абсорбции при двух различных длинах волн, используется расщепитель светового потока, компенсирующий влияние интерферирующих газов и твердых частиц. С другой стороны, прибор с двойным пучком измеряет поглощение при одной длине волны в двух пучках (один измерительный, второй — сравнения), давая точную разницу в поглощении.

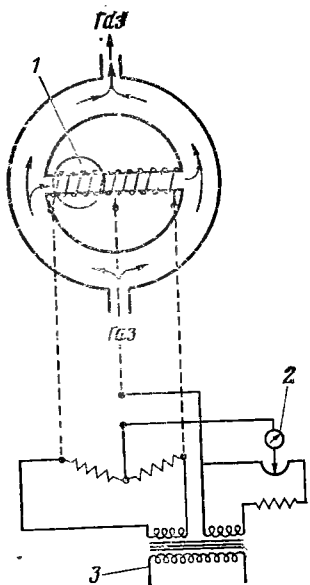


Рис. II-11. Измерение концентрации кислорода с использованием парамагнитного свойства O_2 (метод «магнитного ветра») [566]:

1 — магнитное поле; 2 — детектор; 3 — питание переменным током.

Прибор был автоматизирован, например аппарат «Моно Дуплекс» (изготовитель фирма Джеймс Гордон энд К^о, ЛТД), в котором вначале поглощается CO_2 , определяется уменьшение объема, затем проводят дожигание несгоревших газов (водорода и CO) и определяют повторное поглощение CO_2 , причем второе уменьшение объема приходится на содержание несгоревших газов в образце. Более изящный метод, применяемый и при значительно меньшем содержании, состоит в измерении электропроводности щелочно-карбонатного раствора до и после абсорбции оксида углерода (IV).

Кислород — парамагнетик, т. е. он втягивается внешним магнитным полем, тогда как большинство известных газов — диамагнетики, т. е. они выталкиваются магнитным полем. Этот принцип используется в приборе, разработанном Лером (рис. II-11) [566].

Анализируемый газ отбирают в ячейку, он проходит кольцо и выходит с противоположной стороны. В ячейке расположена горизонтальная трубка, на которой имеются две идентичные платиновые обмотки, присоединенные к мостику Уинстона, обмотки нагреваются при приложении напряжения к мостику.

К части трубки приложено магнитное поле, причем полюса расположены таким образом, что магнитный поток сконцентрирован вокруг одной обмотки. Кислород из газового потока втягивается в это поле, его восприимчивость уменьшается, что ведет к поступлению новых порций кислорода в трубку и к постоянному току кислорода вдоль трубки слева направо.

Левая платиновая обмотка, нагревающая газ, становится холоднее правой, и происходит разбалансировка мостика, по которой можно определить содержание кислорода в газе. Промышленное применение этого метода детально описано в обзоре Стерлинга и Хо [813].

Газы, содержащие радиоактивные компоненты, пропускают через специальные ячейки со счетчиками Гейгера — Мюллера или со специальными счетчиками с фотоумножителями, которые соединены с регистрирующими устройствами и самописцами.

Все описанные выше методы относятся к непрерывному отбору и анализу газов. Однако, во многих случаях это оборудование не-

доступно либо анализ невозможно проводить на месте отбора пробы. Тогда пробу газа переносят в газоотборную стеклянную или металлическую емкость (склянку). Газоотборные емкости представляют собой баллоны объемом от 25 до 500 мл с запорными кранами на обоих концах. Перед использованием емкость промывают и заполняют жидкостью, которая не поглощает ни один из компонентов анализируемой газовой смеси. При анализе дымовых газов с этой целью обычно используют воду, подкисленную сильной кислотой для уменьшения поглощения CO_2 .

В других случаях удовлетворительные результаты получают при применении ртути, хотя она тяжелая и доставляет затруднения в работе. Во время отбора пробы жидкость вытесняется газом, и если давление в газовой линии не слишком мало, то с поступающей из баллона жидкостью проба газа может втянуться в баллон.

Пробы могут быть также отобраны с помощью шприца; этот метод наиболее удобен, если последующий анализ проводят методом газовой хроматографии. Если же этот метод недоступен или неприменим для анализа газовой смеси, то можно использовать метод абсорбции*, причем применяют либо аппараты постоянного давления (типа Орса), либо постоянного объема (типа Боуна и Вилера). Необходимо отметить, что оксиды серы (IV) и углерода (IV) обычно поглощаются вместе щелочными растворителями, и для их отдельного определения требуются специальные меры предосторожности и специальные методы.

6. ОТБОР И АНАЛИЗ ПРИМЕСЕЙ

Большинство методов, применяемых для определения основных газовых компонентов, — абсорбция, ИК-абсорбция и др., могут быть использованы и для определения примесных компонентов с внесением в методы некоторых изменений. Особое место среди методов анализа следовых концентраций (в частности, углеводородов) занимает газовая хроматография.

ИК-абсорбция позволяет получить абсолютное значение объемной концентрации табулированных веществ для конкретного серийного прибора, который может работать в непрерывном режиме. Ниже приведены абсолютные значения отклонений прибора при максимальной его чувствительности:

Газ (пар) . . .	CO	CO_2	NO_2	CH_4	H_2O	Органические вещества
% (об.) . . .	0,05	0,01	0,01	0,1	0,25	От 0,1 до 1,0

При использовании газовой хроматографии отбирают небольшое количество газовой смеси, которое затем анализируется. Если отбирать большое число проб через малые промежутки времени,

* Методы, которые необходимо применять при анализе дымовых газов, указаны в Британской Спецификации Стандартов.

становится возможным найти изменения следовых концентраций. Применение газовой хроматографии к таким видам анализа является сложной проблемой и не может быть описано в упрощенном виде; желающие изучить этот вопрос должны обратиться к книгам и специальным монографиям, таким как книга Эттра о применении газовой хроматографии в исследованиях по загрязнению воздуха [246].

Наиболее широко распространенными являются методы поглощения, в которых газовый поток проходит через поглотительный раствор (или, в ряде случаев, через слой твердого поглотителя), и отбираемый для анализа объем газа проходит через расходомер и измеряется им до тех пор, пока масса поглощенного материала не станет достаточной для анализа. Основным недостатком метода является то, что с его помощью можно определить только среднюю концентрацию за время отбора и анализа.

ИК-абсорбция лишена этого недостатка, а с помощью газовой хроматографии его можно преодолеть — по крайней мере частично — в связи с быстротой отбора небольших количеств газа.

Подробно методы анализа* рассмотрены в недавних обзорах Кея [428], и книгах Джекобса [394], Штерна [815] и Лейта [503].

Наиболее часто встречающимся в топочных газах загрязнением является сернистый ангидрид, и здесь будут описаны некоторые из наиболее распространенных методов его определения.

При низких концентрациях (около $0,05 \text{ млн}^{-1}$) SO_2 может быть поглощен йод-крахмальным раствором в противоточной колонне. Поглощение света в первоначальном и частично обесцвеченном реактиве сравнивается с помощью фотоэлектрической ячейки, соединенной с гальванометром [189]. Концентрация около 5 млн^{-1} может быть определена калориметрически с использованием солянокислого *n*-розанилина и формальдегида, которые при взаимодействии с SO_2 дают соединение красно-фиолетового цвета [361].

Был предложен также более сложный метод, заключающийся в восстановлении сернистого ангидрида, адсорбированного на силикагеле, водородом с последующим образованием молибденового голубого [1]. Были предложены и другие методы, основанные на окислении SO_2 до SO_3 и последующем определении образующейся серной кислоты, но в настоящее время наиболее широко применяемыми аналитическими методами являются методы EDTA.

Для непрерывного анализа содержания оксида серы (IV) были разработаны и широко используются кондуктометрические методы. Аппаратуру для определения SO_2 изготавливают многие страны, в том числе США, Япония, ФРГ, Франция, Англия и др. Основная сложность заключается в том, что SO_2 — не единственный кислый (или ионный) газ, присутствующий в атмосфере. Его определению мешают оксид азота (IV) и аммиак, приводя к несколько завы-

шенным результатам при кондуктометрическом методе по сравнению с колориметрическими (по Вест — Гаеке) или другими кондуктометрическими методами [99, 498, 853]. Кроме того, расхождение между двумя методами зависит от времени года: летом оно больше, чем зимой.

Зейдман [749] описал метод определения оксида серы (VI) в присутствии SO_2 ; однако он представляет значительные затруднения из-за значительно большего содержания SO_2 и ее постоянного медленного окисления.

Рекомендуемый метод одновременного определения SO_2 и SO_3 в дымовых газах состоит в том, что SO_3 взаимодействует с парами воды и конденсируется в виде серной кислоты при пропускании газовой смеси через охлаждающий змеевик при $60\text{--}90^\circ\text{C}$, что намного ниже точки росы. Оксид серы (IV) затем поглощается раствором перекиси водорода. Этот метод широко используется и дает воспроизводимые результаты [306]. Постоянный метод определения SO_2 и SO_3 в потоке был разработан также Наковским [591], который использовал тот же самый принцип. Непрерывное определение содержания этих примесей может быть основано на измерении электропроводимости.

Сероводород определяют пропусканием газов через влажную полосу бумаги, пропитанной уксуснокислым свинцом. Потемнение полосы может быть измерено и соотнесено с концентрацией сероводорода.

Если в газовом потоке присутствуют одновременно и сероводород, и SO_2 , необходимо разделить их подходящим аналитическим методом. Такое разделение возможно путем пропускания смеси через колонку, наполненную силикагелем, пропитанным сульфатом серебра (Ag_2SO_4), или кварцевыми волокнами, смоченными раствором KHSO_4 и Ag_2SO_4 , после чего оставшийся сернистый ангидрид поглощается подкисленным разбавленным раствором перекиси водорода [105, 139].

Сероводород, адсорбированный силикагелем, может быть десорбирован раствором хлорида олова (ZnCl_2) и концентрированной соляной кислотой с последующим определением серы в присутствии индикатора молибденового голубого [139], тогда как SO_2 в растворе перекиси водорода лучше всего определять по методу Перссона [634].

Следы CO_2 обычно поглощают щелочным раствором с последующим измерением изменившейся электропроводности. Оксид углерода (II) определяют также путем промывания газа щелочным раствором с последующим окислением CO на катализаторе (нагретая окись меди) и определением полученного оксида (IV).

7. ИЗОКИНЕТИЧЕСКИЙ ОТБОР ПРОБ ТВЕРДЫХ И ЖИДКИХ ЧАСТИЦ

Метод отбора проб твердых частиц из газового потока в основном такой же, как и газов, но для получения требуемой пробы не-

* Анализ примесей в дымовых газах проведен с помощью Британской Спецификации Стандартов.

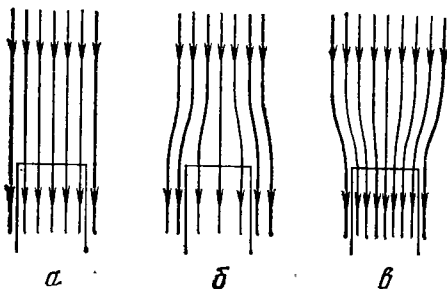


Рис. II-12. Поток газа на входе в пробоотборники:

а — изокINETИЧЕСКИЙ отбор; б — при малой скорости отбора; в — при очень большой скорости отбора.

обходимо применять дополнительные специальные приемы. При отборе частиц размером 10 мкм и более и при скорости отбора меньше скорости потока в газоход (рис. II-12,б),

часть газового потока будет отклоняться от заборной трубки, тогда как некоторые частицы по инерции будут залетать в заборную трубку, и таким образом в отобранном образце окажется большее число крупных частиц.

И наоборот, если скорость отбора пробы выше скорости потока в газоход (рис. II-12,в), некоторые крупные частицы будут проскакивать мимо сопла заборной трубки. Только в том случае, когда скорости отбора пробы и потока в газоход равны — т. е. скорость изокINETИЧНА — в пробоотборнике будет собран полноценный образец крупных частиц (рис. II-12,а). Возникающая при этом ошибка была оценена Бадзиохом [49] для постоянной скорости отбора пробы 7,6 м/с и различных скоростей газового потока и для частиц размером 5 и 10 мкм и плотностью 2. Из рис. II-13 видно, что даже при скоростях потока, вдвое превышающих скорости отбора пробы, ошибка для частиц размером 5 мкм не превышает 3%, но приближается к 20% для частиц размером 10 мкм.

Дэви [208] предложил следующую формулу для определения ошибки, вызываемой неизокINETИЧЕСКИМИ условиями отбора пробы для прямоугольной заборной трубы, направленной против потока

$$\frac{c_s}{c_a} = \frac{u_a}{u_g} - \frac{u_a u_g - 1}{4\psi + 1} \quad (\text{II-9})$$

где c_s и c_a — концентрация частиц соответственно в пробе и газе; u_a и u_g — скорость газов соответственно в газоход и в заборной трубке; ψ — параметр инерционного столкновения (см. стр. 303 и сл.):

$$\psi = d^2 C (\rho_p - \rho) u_a / (18 \mu D)$$

где ρ_p и ρ — плотность частиц и газа; μ — вязкость газа; D — диаметр заборной трубки.

Пока отношение скоростей u_s/u_a находится между 0,5 и 2, ошибка в определении концентрации меньше 20% для $\psi < 0,1$. Аналогичное значение найдено из уравнения, предложенного Бадзиохом [49].

Позже Дэви [205] исследовал варианты отбора проб в спокойной атмосфере и при встречном ветре, а также отборы с использованием широких насадок и узким входным отверстием. Последний

вариант относится к тем случаям, когда предусмотрено водяное охлаждение заборной трубки. Рассмотрение многочисленных альтернативных решений приводит к получению различных формул, с помощью которых можно рассчитать минимальную и максимальную скорость отбора в зависимости от физических размеров, ориентации и направления потока.

ИзокINETИЧЕСКИЙ отбор может быть осуществлен одним из двух путей: либо с использованием трубки нулевого типа, либо измеряя скорость газового потока с помощью трубки Пито как можно ближе к заборной трубке (не нарушая режима потока) и регулируя скорость отбора. В трубке нулевого типа поддерживается статическое равновесие между напорами внутри канала трубки и на ее внешней стенке (рис. II-14).

Отводы для измерения статического напора подсоединены к обоим плечам U-образного манометра, во время анализа регулируют скорость отбора. Однако было показано [216], что в точке статического равновесия, особенно при низких скоростях газового потока (менее 6 м/с), скорость отбора не строго изокINETИЧНА, поэтому даже небольшое отклонение от статического равновесия приводит к большим ошибкам в отборе проб. При более высоких скоростях ошибка меньше (менее 5% при 15 м/с для показанного типа трубки). Если для отбора проб предполагают использовать трубку нулевого типа, следует предусмотреть ее калибровку в заданной области.

Разработаны различные типы пробоотборников, в которых скорость газового потока замеряется отдельно, в частности, такие приборы разработаны Британской Исследовательской Ассоциацией Черной Металлургии (БИАЧМ) [312] и Британской Исследовательской Ассоциацией Угля (БИАУ) [350, 351]. Пробоотборники этих ассоциаций теперь производятся в промышленных масштабах.

Пробоотборное устройство БИАУ (рис. II-15) интересно тем, что проблема предотвращения конденсации в пробоотборнике и фильтре решена путем установки пылеулавливающего циклона и фильтра на конце пробоотборника внутри газохода. Предусмотрены сопла различных диаметров, закрываемые съемными болтами, так что можно установить приблизи-

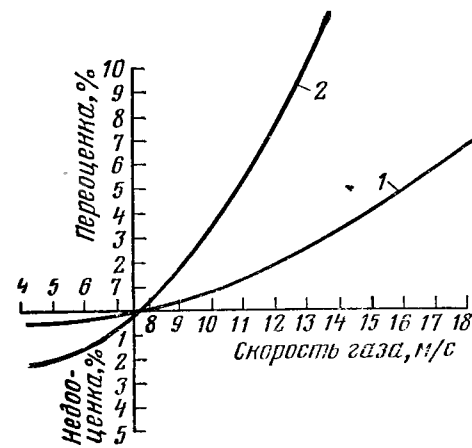


Рис. II-13. Зависимость измеренной концентрации частиц от скорости газа при их отборе через сопло диаметром 25 мм:
1 — частицы 5 мкм; $v = 0,55$ мм/с; 2 — 10 мкм; $v = 2,2$ мм/с.

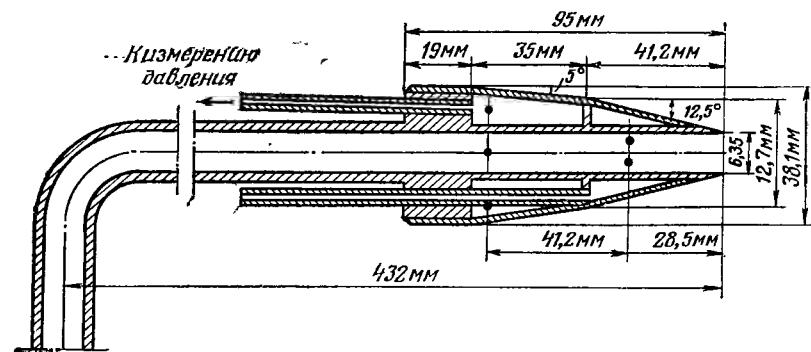


Рис. II-14. Конструкция пробоотборной трубки пулевого типа [920].

тельно постоянные объемные скорости отбора в широкой области скоростей потока в газоходе. Такое устройство может выдерживать нагревание до 350°C , однако при более высоких температурах фильтр необходимо монтировать на другом конце пробоотборника, снаружи газохода.

Циклон может работать внутри газохода при температуре до 850°C ; его можно присоединить и к другому концу пробоотборника для работы при более высоких температурах. Если при таких высоких температурах будут улавливаться непрореагировавшие частицы (т. е. несгоревший уголь), они будут продолжать гореть в циклоне, поэтому необходимо «замораживать» реакцию.

Этот метод осуществляется с помощью насадки (рис. II-16), разработанной Международной Исследовательской Организацией Горения (МИОГ) [378, 630]. Насадка имеет коллектор и патронный фильтр из спеченной бронзы или нержавеющей стали, смонтированный в головке водоохлаждаемой заборной трубки. Сопло, также охлаждаемое водой, снабжено съемным покрытием из нержавеющей стали; материал, оседающий на покрытии и фильтре, собирают и подвергают анализу.

Специальное исследование формы сопел заборных трубок [903] показало, что на практике форма заборной трубки мало влияет на точность отбора. Если конец трубки имеет скошенную форму, его длина не играет роли. Основное требование к трубкам — отсутствие коррозии и следов окисления.

При изготовлении заборных трубок для анализа дымовых газов при температурах до 400°C с успехом применяется мягкая сталь, при более высоких температурах может возникнуть проблема окисления. Сварной пробоотборник из нержавеющей стали пригоден для работы до 850°C без водяного охлаждения. В случае водоохлаждаемых пробоотборников можно использовать медь (для периодических кратковременных отборов) вплоть до 1200°C ; для операций при более высоких температурах применяют нержавеющую сталь.

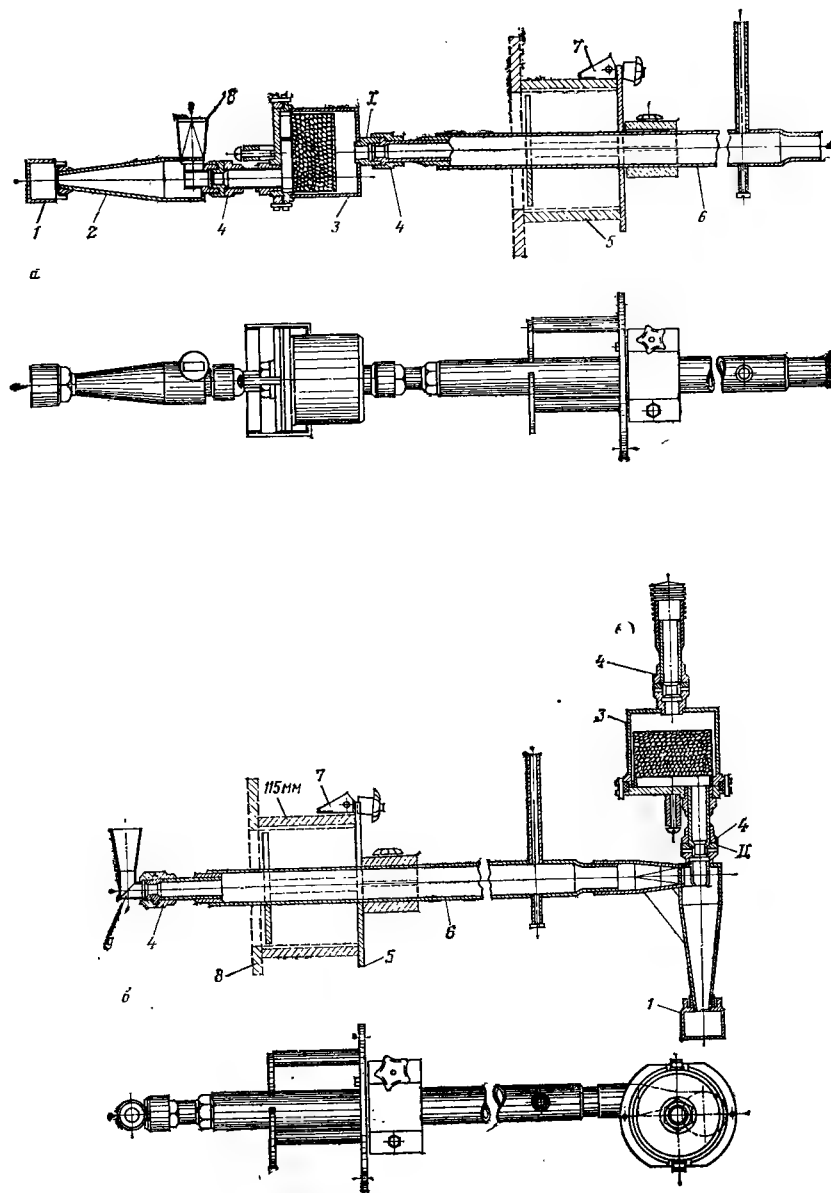


Рис. II-15. Отбор проб в коробах с циклонным уловителем и фильтром [351] (разработан Британской Исследовательской Ассоциацией угля — БИАУ):
а — циклон и фильтр размещены внутри короба в конце пробоотборника (до 300°C); б — циклон и фильтр расположены вне короба (при $t > 300^{\circ}\text{C}$); 1 — бункер; 2 — циклон; 3 — корпус фильтра; 4 — муфтовое соединение; 5 — втулка пробоотборника; 6 — трубка пробоотборника; 7 — шарнирный крепящий винт; 8 — стенка короба; 9 — съемное сопло; I — место крепления циклона 2 к пробоотборнику при работе установки без фильтра; II — место присоединения муфты на линии всаса при работе установки без фильтра.

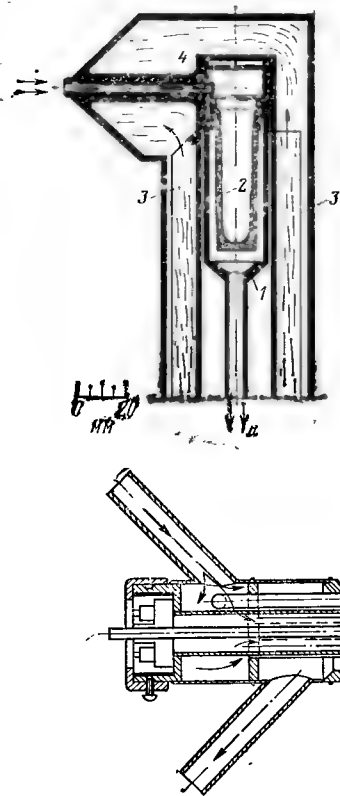


Рис. II-16. Пробоотборник с водяным охлаждением для работы при температуре более 1100 °С: а — деталь пробоотборной головки; б — общее устройство; 1 — держатель; 2 — металлокерамический сосуд; 3 — водоподводящие линии; 4 — облицовка пробоотборной трубки.

метром более 2 мкм. Для максимальной эффективности улавливания в циклонах необходимо поддерживать очень высокую скорость потока (около 8,5—17 м/с для модели Стейрменд БИАУ), поэтому необходимо использовать систему взаимозаменяемых сопел, чтобы перекрыть широкую область скоростей газового потока в газоходе. На практике скорость 8,5 м/с, измеренная реометром при комнатной температуре, соответствует скорости в циклоне 12,3 м/с при 120 °С и 15,7 м/с при 230 °С. Если отбор проб осуществляется при более высоких температурах, измеряемая скорость должна быть снижена, чтобы оставаться в пределах, обеспечивающих эффективную работу циклона.

О патронных фильтрах из спеченной бронзы или нержавеющей стали упоминалось выше (стр. 84). Гильзы патронных фильтров могут изготавливаться из алунда, который выдерживает значительные температуры. Они монтируются либо внутри газохода, либо в подогреваемой секции снаружи газохода. Как алундовые, так и фарфоровые фильтровальные гильзы отличаются большим сопротивлением газовому потоку и быстро забиваются. До 350 °С внутри газохода с успехом применялись рукавные фильтры из стеклоткани. Для более холодных газов начинают применяться бумажные фильтровальные гильзы; их достоинство состоит в однократном использовании, и для сбора осажденных частиц можно воспользоваться стандартными лабораторными методами.

Гутман [328] описал очень хорошо продуманное устройство для улавливания пыли с внутренним обогревом и с тканевыми фильтрами из стекловолокна или хлопка. Устройство может работать при очень высоких концентрациях пыли и дыма. Оно же применяется и для очистки газов с низкой концентрацией примесей, поскольку в нем предусмотрена возможность замены фильтров на бумажные фильтровальные гильзы.

Ранее в устройствах для улавливания пыли применяли лабораторную фильтровальную бумагу, однако она не эффективна при улавливании тонкодисперсных аэрозолей с субмикронными частицами. В последние годы было показано, что листы с асбестовой подложкой обладают практически 100%-ной эффективностью. Столь же эффективны глубокие стеклотканевые фильтры с неплотной набивкой.

Фильтр БАИУ (см. рис. II-15) обычно заполняется двумя слоями стекловолокна: один слой из сверхтонкого волокна (диаметр нитки 1—4 мкм) толщиной около 6 мм, за которым следует подушка толщиной 38 мм из более грубого стекловолокна (диаметр нитей 6 мкм).

Для работы при более высоких температурах применяют кварцевые или алюмосиликатные волокна; температурный предел их использования определяется температурным пределом металлического стакана. Для улавливания частиц из мартеновских газов при температурах до 350 °С с успехом применяли стеклянные стаканы с фильтрами из кварцевых волокон. Кварцевые волокна химиче-

Охлаждающую воду подают к наконечнику пробоотборника по концентрическим трубкам: она входит в одно кольцо и выходит из другого. При относительно низких температурах воду лучше подавать через внешнее кольцо, чтобы пробоотборник соприкасался с теплой водой, что уменьшило бы конденсацию в нем. При более высоких температурах наоборот, обеспечивают доступ холодной воды к наконечнику. Если отбор пробы производится при самой высокой температуре, холодная вода должна вводиться через несколько отдельных маленьких трубочек, подходящих вплотную к самым горячим частям насадки пробоотборника, и выводиться через общее кольцо.

8. КОЛЛЕКТОРЫ ПРОБ ТВЕРДЫХ И ЖИДКИХ ЧАСТИЦ

О некоторых коллекторах кратко упоминалось в предыдущем разделе. **Циклонный коллектор**, применяемый в пробоотборной системе БИАУ, является высокоэффективной моделью Стейрменд (см. рис. VI-16) диаметром 38 мм; он улавливает все частицы диаметром более 5 мкм. Аналогичная модель, разработанная Уолтером [901], дает удовлетворительные результаты для частиц диа-

ски стойки по отношению практически ко всем соединениям за исключением плавиковой кислоты, и это облегчает вымывание из фильтра уловленного материала.

Другим методом извлечения уловленных материалов является применение растворимых фильтров. Поскольку почти все газы содержат воду, рекомендуется в случае отсутствия паров органических веществ использовать для фильтров материалы, растворимые только в органических растворителях. Например [43], подушка из тетрахлорнафталина улавливает частицы размером 2 мкм, она нерастворима в воде, но растворяется в бензоле и, кроме того, может возгоняться. Подушка может быть изготовлена путем конденсации слоя тетрахлорнафталина на бумагу либо его растворения в эфире с последующим осаждением этанолом и фильтрацией осадка через медную сетку.

При отборе проб аэрозолей широко применяют мембранные фильтры [147], изготавливаемые многими фирмами в США и европейских странах (например, Миллипор Филтер Корп. [573], Джелмен Инструментс Ко. [295], Саториус Мембранфилтер [722]).

Отверстия мембранных фильтров весьма однородны по размерам и лежат в пределах от 0,01 до 8 мкм. Наиболее распространенные фильтры, применяемые для фильтрования аэрозолей, имеют поры размером $0,8 \pm 0,05$ мкм, но широко используются и фильтры с порами $0,65 \pm 0,03$ мкм и $0,45 \pm 0,02$ мкм. Следовательно, при пылеулавливании мембранные фильтры действуют скорее как сита. К тому же, их эффективность составляет 100% при улавливании частиц, размеры которых больше диаметра пор.

Большинство мембранных фильтров изготовлено из целлюлозных материалов, и задержанные частицы остаются на поверхности фильтра. Они могут быть подсчитаны с помощью микроскопа в падающем свете. Если фильтр сделан прозрачным (путем пропитки оптическим маслом), можно воспользоваться и проходящим светом. Материал, из которого изготовлен фильтр, растворяется в подходящих органических растворителях (эфиры — например, в этилацетате; кетоны — в ацетоне, метаноле, пиридине и др.), поэтому частицы легко и быстро извлекаются. Мембранные фильтры изготавливают также из термостойких материалов, кислотостойких эпоксидных смол или поливинилхлорида, стойкого в среде некоторых органических растворителей. Фильтры могут применяться также для идентификации специфических материалов методом цветного пятна. Обычно эти тесты проводят на аммиак, кальций, галоиды, свинец, сульфат- и нитрат-ионы. Шпуни и Лодж [795] исследовали фильтрацию аэрозолей с помощью электронной микроскопии; Баум и Рисс [63] и Фридрихс [282] описали многоступенчатый фильтр для последовательного отбора проб.

Электростатические фильтры обычно не применяются для отбора проб из газоходов, хотя существует ряд моделей для отбора проб из атмосферы. Из-за малых скоростей потока, необходимых для работы этих фильтров, потребовалась бы установка неосу-

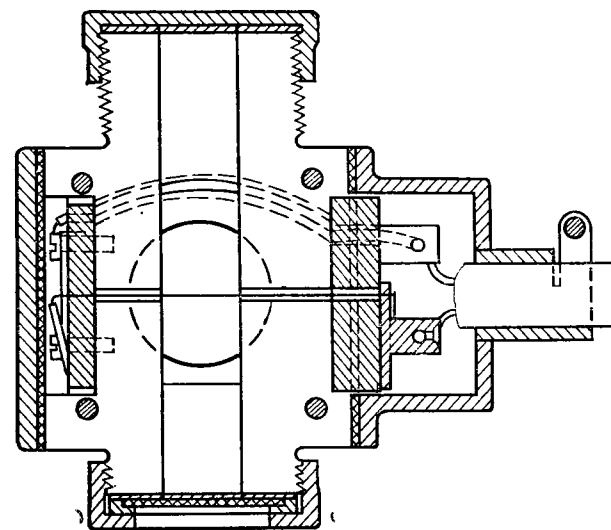


Рис. II-17. Головка термоосадителя для отбора сверхмелкой пыли [153].

ществимо крупных размеров для отбора относительно больших объемов, отбираемых из газоходов. Более того, необходимое высоковольтное оборудование, работающее от источника постоянного тока, достаточно громоздко и транспортирование ее затруднено.

При выборе улавливающего оборудования необходимо учитывать последующую обработку материала. Если требуется определить только его общее количество, можно применять практически любой из приведенных выше методов, поскольку улавливающее устройство можно взвесить до и после отбора пробы, и вычислить чистую массу образца. Если образец должен далее подвергнуться химическому анализу, его необходимо собрать с фильтра, либо смывая, либо используя растворитель в качестве фильтрующей среды. Возможно, требуется определить гранулометрический состав частиц, тогда решение проблемы связано с значительными техническими затруднениями. Если для определения размеров частиц будет использован метод жидкостной седиментации, или декантации, тогда фильтр можно промывать седиментационной жидкостью. Однако как для воздушной, так и для жидкостной классификации и седиментации основным остается вопрос о сохранении размеров частиц и агломератов такими, какими они были в газовом потоке.

Возможно, единственным решением проблемы гранулометрического распределения частиц, собираемых в пробоотборнике, является применение каскадного инерционного пылеуловителя (см. раздел 10, 94 стр.) непосредственно вместе с пробоотборником. Это особенно справедливо при отборе капель. При исследовании частиц с помощью обычного или электронного микроскопа, вероятно,

лучше исключить диспергирование навального образца путем отбора специального неагломерированного образца. Это может быть сделано при осаждении частиц на полосу с клейким покрытием путем прососа газа и частиц через термоосадитель (рис. II-17). Если известно время осаждения частиц, можно сделать предположение об агломерации в этот период.

9. ОБЪЕМ ПРОБЫ

Для определения объема отобранных газов улавливающая система должна быть снабжена средствами измерения скорости потока (диафрагменными либо с переменной площадью сечения) и интегральным расходомером (обычно расходомер сильфонного типа). Последний прибор можно не устанавливать в том случае, если скорость потока замеряется постоянно, и затем интегрируется во времени отбора пробы. Очень важно охладить остаточные газы, включив в цепь ловушку (например коническую колбу) для удаления избыточных паров воды, которые в противном случае конденсируются на расходомере. Необходимо также предусмотреть чехол для термометра или термопары вблизи расходомерной системы с тем, чтобы объемы газов впоследствии привести к стандартным температурам. Необходимо также измерять давление в точке отбора — это обычно делается с помощью U-образного ртутного манометра, а затем определить объем при стандартном давлении.

Газы можно просасывать через пробоотборную систему с помощью эжектора или насоса с электро- или пневмо-приводом. Если анализируемые газы взрывоопасны или огнеопасны, следует пользоваться электромоторами и другим оборудованием в соответствующем исполнении*.

10. МЕТОДЫ ГРАНУЛОМЕТРИЧЕСКОГО АНАЛИЗА

Гранулометрические методы анализа можно разделить на три группы, основанные на геометрии частиц, на аэро- и гидродинамике частиц и на измерении площади поверхности.

Ситовой анализ и визуальное изучение частиц под обычным или электронным микроскопом относятся к первой группе методов. Вторая группа включает декантацию (классификацию), седиментацию и инерционный захват, тогда как в третью группу входят определение проницаемости, прямое определение площади поверхности (метод БЭТ), обратное рассеяние γ -лучей и др.

При конструировании газоочистной установки возникают вопросы, связанные главным образом с аэродинамическим поведением частиц, поэтому наиболее целесообразными методами являются

* Особое предупреждение. Если отбираемые газы токсичны или же могут содержать токсичные компоненты (например, СО в доменных газах), необходимо с большой осторожностью отводить остаточные газы из пробоотборника.

такие, с помощью которых можно предсказать аэродинамическое поведение частиц. Для анализа крупных частиц свыше 75 мкм (200 меш) с успехом применяются ситовой анализ и электроскопию; электронная микрофотография часто является единственным способом, применимым для частиц субмикронных размеров, где аэродинамические методы исследования непригодны вследствие явно выраженного броуновского движения. Использование методов измерения площади поверхности (в частности измерение проницаемости, отличающееся быстротой анализа) позволяет получить лишь средние размеры частиц.

Методы анализа, основанные на геометрии частиц

Для гранулометрического анализа частиц размером свыше 200 мкм широко применяются сита, причем отверстия сит бывают равны 74 мкм (шкала Тайлера, США), 63 мкм (Институт горного дела и металлургии, Англия) или 76 мкм (Английский стандарт). Существуют сита Тайлера с отверстием около 400 меш (38 мкм), и эта величина представляет собой нижний предел обычного ситового анализа. Специальные прецизионные микросита, изготовленные путем электропробы [192], позволяют осуществлять ситовой анализ частиц размером вплоть до 5 мкм.

Следует помнить, что сита могут пропускать частицы длиннее, чем отверстие сита, если две короткие оси частицы лежат в пределах размеров отверстия. Маленькие частицы способны к агломерации, и просеивание их путем встряхивания может потребовать слишком много времени, поэтому для анализа мелких частиц можно использовать струю воздуха для продувания их через сито. Подобный принцип был использован в воздушно-сопловом сите [497], в котором регулируемый воздушный поток продувает мелкие частицы через сито, способствуя быстрому и точному разделению.

Наблюдение под микроскопом без определения распределения частиц по размерам — метод быстрый и дает четкое представление о виде частиц. Иногда можно при таких наблюдениях сделать выводы о химическом составе частиц, исходя из их цвета и зная источник пыли. Если был отобран насыпной образец, его повторное диспергирование для определения размеров частиц практически всегда требует приготовления суспензии и последующего испарения нескольких ее капель на пластинке.

Лучшим методом, позволяющим исключить повторное диспергирование, является отбор пробы на клейкую пластинку, помещаемую в газовый поток или пылеосадительную камеру. Необходимо предусмотреть возможность коагуляции частиц во время осаждения. Для исследования под микроскопом можно использовать также пластины сопловых инерционных пылеуловителей. Все, что далее обычно требуется — это подсчитать частицы, поскольку они расклассифицированы на разных ступенях инерционного пылеуловителя (см. рис. II-20).

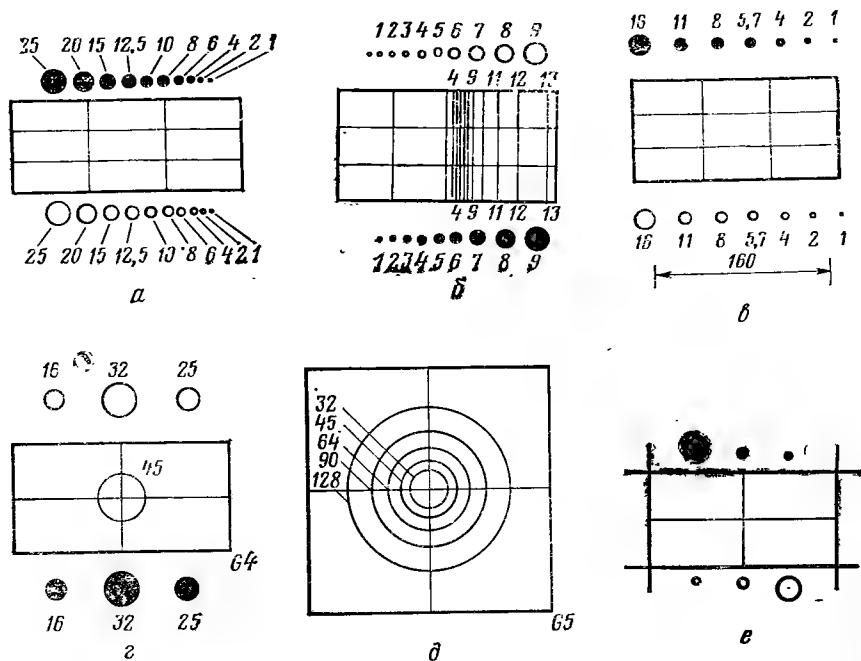


Рис. 11-18. Сетки для определения размера частиц [846]:

а — № 41; сетки Паттерсона и Коувуда (по типу шара и круга); б — № 42, сетка Портона; в — д — № 43—45, сетка Фэрса № 1, № 2 и № 3; е — № 46, упрощенная конструкция (по типу шара и круга, Национальное управление по уголю).

О применении микроскопа для определения гранулометрического состава пыли см. работы [248, 317]. Существуют специальные сетки для упрощения оценки размеров частиц и их подсчета (рис. 11-18). Сферы на сетках растут в прогрессии $\sqrt{2}$, как в стандартных ситах Тайлера. Несмотря на то, что даже частицы размером 0,14 мкм могут быть обнаружены визуально, практическим пределом для нормальной классификации частиц по размерам с помощью микроскопа являются частицы размером 1 мкм. Необходимо помнить, что при наблюдении под микроскопом частицы обычно находятся в наиболее устойчивом положении, поэтому при измерении частиц в виде тонких пластинок определяют самый большой размер.

Электронная микроскопия является высокоспециализированным методом анализа. Образцы дыма и газа отбираются в термическом пылеуловителе, где вещество осаждается на холодной пластине вблизи горячей проволоки. Термический пылеуловитель не задерживает частицы диаметром более 20 мкм [919], но быстро осажда-ет все частицы субмикронных размеров. Для улавливания пыли можно также использовать мембранные фильтры (Миллипор). Разрешающая способность обычного электронного микроскопа равна $4 \cdot 10^{-9}$, тогда как для моделей с высокой разрешающей способ-

ностью она на порядок выше. Однако это выходит за пределы размеров частиц, обычно встречающихся в промышленном обеспыли-вании.

Утомительная процедура определения размеров частиц и их подсчет с помощью микроскопа либо электромикрографии была упрощена с развитием двух методов автоматического определения размеров и подсчета частиц. Первый из них основан на механическом сканировании образца с фотоэлектрическим определением и со скоростными счетчиками частиц [578, 579]; второй включает в себя сканирование пробы световым пятном от электронно-лучевой трубки, обнаружение импульса света, отраженного от каждой отдельной частицы, с помощью фотоэлемента [287] и регистрация импульса на счетчике.

Анализ гранулометрического состава частиц, основанный на их аэро- и гидродинамике

Простейшим методом определения размеров частиц на основе их аэро- и гидродинамического поведения является седиментация. Одна из самых первых седиментационных пипеток, пипетка Андреасена [22, 412], применяется до сих пор. Так, в видоизмененной форме, разработанной Стейрмандом [799], она отличается надежностью и простотой использования. Осаждение обычно происходит в воде, куда можно добавить пептизирующий агент. Частицы встряхивают в жидкости и затем позволяют им свободно осесть, причем через равные промежутки времени отбирают образцы смеси вблизи дна прибора. Образцы выпаривают и взвешивают. Поскольку распределение частиц по размерам зависит от вязкости жидкости, важно сохранить постоянство температуры во время седиментации. Для анализа требуется адекватная проба (около 1 г).

С появлением седиментационных весов метод был автоматизирован [47, 65, 104, 281]. Действие весов основано на том, что нагрузка на чашку весов, подвешенную у дна мензурки и содержащую смесь, компенсируется каким-либо торсионным устройством, изменение момента закручивания регистрируется во времени. Изящным методом определения скорости седиментации является измерение обратного рассеяния γ -лучей от осевшего вещества, на которое был направлен источник ^{90}Sr (1 мКи, или $3,7 \cdot 10^7 \text{ с}^{-1}$ в Международной системе единиц). Естественно, для ускорения седиментации можно использовать центрифугирование [223, 421].

Определение распределения частиц по размерам возможно с помощью метода воздушной седиментации в приборе типа осадительного счетчика пыли [152]. В этом приборе в закрытый цилиндр заключают определенный объем воздуха. На дне цилиндра размещено устройство для последовательного размещения нескольких покрывных стекол. Измеряя время экспозиции и считая число частиц, осевших на каждом стекле, можно определить распределение частиц по размерам.

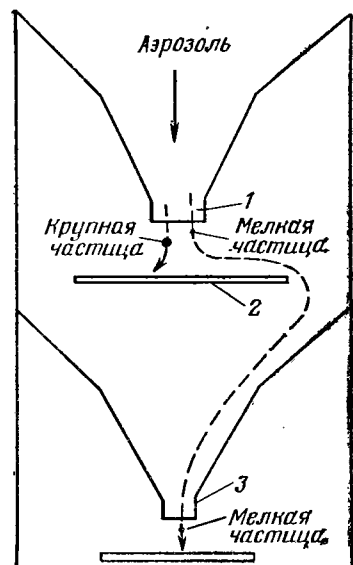
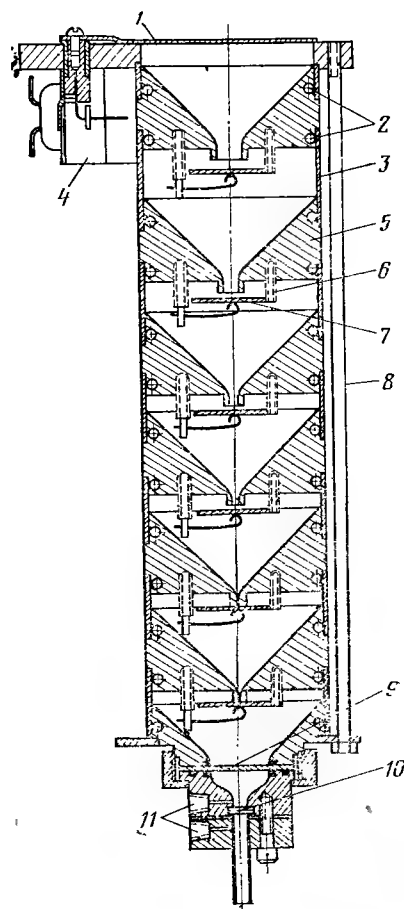


Рис. II-19. Схема каскадного пылеуловителя [575]:

1 — большой мундштук; 2 — ударный отбойник; 3 — малый мундштук.



к вакуум-насосу

Рис. II-20. Схема шестиступенчатого каскадного пылеуловителя (Институт Баттеля [575]):

1 — крышка; 2 — O-образные уплотнительные кольца; 3 — стенка стальная; 4 — соленойд; 5 — мундштук из монпель-металла; 6 — опоры отбойника; 7 — стеклянный отбойник (3,8 мм); 8 — крепящие стержни (три штуки); 9 — фильтр (стекло Гурлбата); 10 — измерительная диафрагма (критический расход); 11 — отводы для измерения давления.

Область применения седиментации — для частиц размером от 42 (325 меш) до 0,2 мкм.

При декантации жидкость пропускают противотоком оседающим частицам. Необходимо тщательно отрегулировать поток для того, чтобы он был установившимся. Жидкостные декантаторы, основанные, как на гравитации, так и на центробежной силе (миниатюрные циклоны) [432] изготавливают серийно. Разделяемые в них частицы гораздо крупнее, чем при обычной седиментации.

Мелкие частицы могут быть разделены методом воздушной классификации. Простая модель была описана Стейрмандом [802], хотя еще ранее был известен многоступенчатый классификатор «Инфрасайзер» Ольтена [11]. Центробежный классификатор, разработанный Густавсоном [327] и известный под названием «Бахко воздушный классификатор», оказался очень удобным для определения гранулометрического состава частиц, встречающихся в промышленности. За исключением «Бахко», методы декантации и классификации обычно применяют для определения размера минерального сырья, частицы которого относительно велики, поэтому могут быть отобраны большие пробы.

Многоступенчатое, или каскадное пылеулавливание как развитие принципа столкновений было впервые применено в инерционном пылеотбойнике Гринберга — Смита [320], где поток запыленного газа проходил через сопло, и вылетающая струя сталкивалась с пластиной перед ее отклонением. Многоступенчатый инерционный пылеуловитель был предложен Меем [565], принцип его работы показан на рис. II-19. При проходе потока через широкое сопло с малой скоростью на пластине осядут крупные частицы, а при его проходе через узкое сопло с большой скоростью на следующей пластине осядут более мелкие частицы.

Конструкция шестиступенчатой модели с концевым фильтром, разработанная в институте Баттеля [575], представлена на рис. II-20. Эффективность улавливания каждой ступени значительно отличается друг от друга. Как показано для четырехступенчатой модели Мея (рис. II-21), «отсечка» на каждой стадии не очень резкая, и для шестиступенчатой модели возможно значительное перекрытие областей между ступенями. Однако каскадный инерционный пылеуловитель является единственной конструкцией, позволяющей отбирать пробы капель и определять распределения по размерам с минимальной коагуляцией.

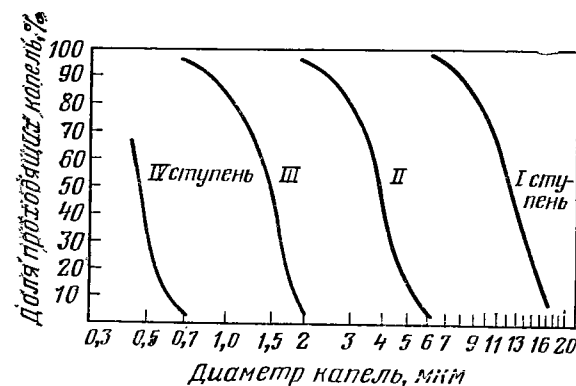


Рис. II-21. График прохождения капель в четырехступенчатом пылеуловителе [565] (диапазон капель в шестиступенчатом пылеуловителе аналогичен).

Точно так же с помощью инерционного пылеуловителя можно классифицировать частицы в процессе отбора пробы, поскольку агломерация частиц при прохождении их через пылеуловитель ничтожно мала. Однако «отсечка» в случае частиц менее резкая, чем в случае капель, поскольку твердые частицы отскакивают от пластины и дробятся. Для преодоления этого затруднения применяют пластины с клейким покрытием. Как для четырех- так и для шестиступенчатого инерционного пылеуловителя область применения ограничена размерами от 0,5 до 15 мкм, что, вероятно, является практическими пределами таких устройств.

Каскадные инерционные пылеуловители производятся серийно многими фирмами. Два из них (Казелла и Юнико) являются четырехступенчатыми, тогда как фирма Андерсон производит шестиступенчатый уловитель. Фридрихсон [283] сравнил все три типа; пылеуловитель Казелла был откалиброван независимо Бернером и Прайнингом [73]. Бернер и Зунделёф [842] изучали также гранулометрическое распределение частиц на нестандартных инерционных уловителях.

Средний размер частиц из данных по площади поверхности

Определение среднего размера частиц в порошках основано на принципе проницаемости. Так, измеряют время прохода определенного объема воздуха через образец, набитый при стандартных условиях. Удельная площадь A , определяемая по проницаемости [150, 499], может быть связана со средними размерами частиц через пористость ϵ (доля свободного объема). Пористость определяют экспериментально из плотности материала и массы навески определенного объема. Эквивалентная теория капиллярности [245] позволяет в простой форме определить диаметр частицы d из выражения:

$$d = \frac{3}{2} \left(\frac{1 - \epsilon}{A} \right) \quad (II.10)$$

Удельную поверхность можно также определить на основе данных по абсорбции либо газов (метод БЭТ определения удельной поверхности [138]), либо красителей (в частности, метиленового голубого), или по теплоте смачивания поверхности [321]. Некоторые из этих методов позволяют найти полную удельную поверхность частиц, включая и внутреннюю поверхность, даже если размеры пор частиц не превышают нескольких нанометров. Применение этих методов для частиц с сильно развитой поверхностью (например частиц угля в дыме) может привести к неточности в определении удельной поверхности.

К другим методам гранулометрического анализа, не входящим в три типа классификации, относятся методы электрического стробирования и экстинкции света.

На методе электрического стробирования основано действие счетчика Култера, в котором суспензия частиц в электропроводящей жидкости проходит через маленький зазор между двумя электродами. Если между электродами проходит непроводящая частица, напряжение на них снижается пропорционально размерам частицы [563]. Зазор может изменяться от 10 до 1000 мкм, минимальный измеряемый размер частицы равен 0,3 мкм так же, как и при седиментации [71].

Частицы, суспендированные в жидкости или газе, поглощают, отражают или рассеивают свет в зависимости от их размеров, формы, текстуры поверхности и длины волны падающего света. Это явление может быть использовано для гранулометрического анализа частиц, диспергированных в жидкой среде с применением закона Ламберта — Бэра [776]

$$I_1 = I_0 \exp(-kcl/d) \quad (II.11)$$

где I_0 — интенсивность света в отсутствие затемняющих частиц (т. е. интенсивность света, прошедшего через чистую жидкость); I_1 — интенсивность света после прохода через суспензию; k — коэффициент экстинкции (константа); c — концентрация частиц в единице объема, г/см³; l — длина абсорбционной кюветы; d — диаметр частиц, мкм.

Практически коэффициент экстинкции различен для частиц разных размеров, поэтому Розе [702] и Розе и Сюлливан [709] предложили уравнение для определения кажущейся удельной поверхности A' , в м²/г:

$$A' = \frac{4}{cl} \ln I_0/I_1 \quad (II.12)$$

В этом случае истинная удельная поверхность A может быть найдена из эмпирических соотношений

$$A_0 = 4,5A'^{0,77}/\rho_c^{1/4} \quad \text{для } 600/\rho_c < A' < 60\,000/\rho_c \quad (II.12a)$$

и

$$A = 120A'^{1/2}/\rho_c^{1/2} \quad \text{для } 60\,000/\rho_c < A' < 180\,000/\rho_c \quad (II.12b)$$

где ρ_c — плотность частицы.

Разработка приборов, действие которых основано на рассеянии света, вначале проводилась Гаккером, О'Копски и Дойлем [322—324, 614], которые продемонстрировали фотоэлектрическое устройство для анализа дыма, или «пенетrometer». Прибор весьма чувствителен к низким концентрациям — 0,001 мкг/л диоктилфталата, диаметр частиц около 0,3 мкм (рис. II-22). Более сложным теоретическим методом является использование спектров Тиндаля высшего порядка и зависимости их от размеров частиц.

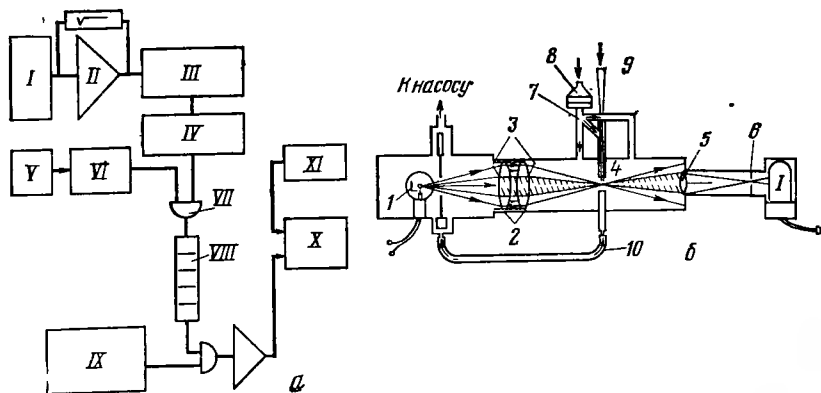


Рис. 22. Счетчик аэрозольных частиц [772]:

а — блок-схема электросистемы; б — схема оптической и пробоотборной систем; 1 — трубка фотомножителя; II — рабочий усилитель; III — уменьшитель сопротивления; IV — 10-уровневые датчики; V — таймер; VI — управляющая ложка; VII — задвижки; VIII — счетчики; IX — последовательность управления; X — печатающее устройство; XI — часы; 1 — лампа; 2 — ахроматические конденсаторные линзы; 3 — непрозрачные диски; 4 — диафрагма; 5 — линза сбора рассеянного света; 6 — отверстие; 7 — расходомер чистого воздуха; 8 — фильтр; 9 — пробоотборная трубка; 10 — общий расходомер.

Сенклер и Ля Мер [772, 773] разработали простой прибор, применимый к монодисперсным аэрозолям. Световой поток проходит через цилиндрическую трубу, где цвета следуют в порядке: фиолетовый — голубой — зеленый — желтый — оранжевый — красный, и в районе 90° последовательность цветов обратная.

Насыщенность и яркость цветов возрастает с увеличением однородности частиц по размерам, а кратность повторения спектральных серий растет с увеличением размеров частиц. Когда интенсивность рассеянного красного цвета больше, чем зеленого, рассеянный свет приобретает красный цвет. Только в случае очень однородных аэрозолей, когда число спектров может быть подсчитано, легко определить порядок размеров частиц, подсчитав число красных линий.

Наблюдения проводились с помощью телескопа, смонтированного на подвижной тележке такого же типа, какой описан Ланкастером и Штраусом [477], и снабженного плоским поляризатором, пропускавшим свет перпендикулярно плоскости наблюдения. Цвета спектра появляются при размерах частиц несколько меньше $0,4 \text{ мкм}$, верхним пределом является диаметр частиц около $1,5 \text{ мкм}$.

Альтернативой белому свету может быть источник монохроматического света, и отраженный свет может измеряться фотоэлектрическими средствами. Тогда размер частиц можно рассчитать из выходного сигнала [683]. В данном случае проблема заключается в том, что, если аэрозоль состоит из частиц с различными показателями рефракции, необходимо сравнить интенсивность рассеянного света, поляризованного в двух плоскостях [559—561]. На практике

существуют значительные затруднения при обоих подходах вследствие шума, существующего в контурах детекторной и усилительной систем. Это затруднение может быть преодолено использованием лазерных пучков высокой интенсивности, которые теперь стали доступными.

В институте Баттель (Франкфурт) [294] был разработан аэрозольный спектрометр, использующий малые углы ($< 7,5^\circ$) рассеяния лазерного (He—Ne) пучка. Вследствие узкой полосы рассеяния (от дифракционной части рассеянного света) результат не зависит от формы и оптических свойств частиц. Метод применим при концентрации до 10^4 частиц в 1 см^3 , поскольку объем, используемый для измерения, равен $0,01 \text{ мм}^3$. Нижний предел определения размеров частиц этим методом равен $0,17 \text{ мкм}$, а верхний предел — около $1,5 \text{ мкм}$. Эти исследователи разработали также прибор, который можно использовать для анализа высококонцентрированных частиц ($5 \cdot 10^6$ частиц в 1 см^3) в потоке.

К этой категории приборов относятся измерители плотности дыма, в которых поток света, попадая на фотоэлемент через газопровод, частично затемняется частицами, проходящими по газопроводу. Хотя их показания трудно интерпретировать с точки зрения концентрации и размеров частиц, измерители плотности дыма смогут указать на флуктуацию количества частиц.

11. НАБЛЮДЕНИЕ И КОНТРОЛЬ ЗАГРЯЗНЕНИЯ АТМОСФЕРЫ

В предыдущих разделах в основном обсуждались вопросы измерения загрязняющих и других вредных веществ в технологических и отходящих газах перед их выбросом в атмосферу. В последние годы были предприняты значительные усилия в области измерения и контроля загрязнения окружающей среды. Основной проблемой здесь является то, что концентрации загрязнений очень малы и сильно изменяются в зависимости от погоды и времени года. Некоторые методы, описанные в предыдущих разделах, применимы для измерения концентрации загрязняющих веществ в окружающей среде путем увеличения либо времени отбора — если применяются абсорбционные методы, — либо длины пробега света — если применяются оптические методы.

В США в настоящее время существует большое число станций наблюдения и контроля, расположенных в стратегически важных городских и сельских зонах.

В этих системах наблюдения измеряются следующие параметры: общее количество взвешенных веществ; содержание SO_2 , CO , NO , NO_2 , общее содержание окислителей и общее содержание углеводородов.

Взвешенные частицы обычно улавливаются с помощью пробоотборника большого объема с использованием мембранных фильтров или фильтров из стекловолокна. Затем содержание примесей

в частицах определяют стандартными микрохимическими методами анализа либо с помощью масс-спектрометрии.

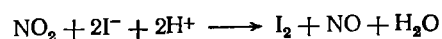
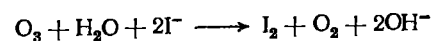
Взвешенные частицы анализируют на содержание ионов фтора, нитратов, сульфатов и аммиака, а также мышьяка, бериллия, висмута, кадмия, хрома, кобальта, меди, железа, свинца, марганца, молибдена, никеля, селена, олова, ванадия и цинка. Улавливаются и анализируются также асбест, бор, силикаты.

Содержание оксида серы (IV) измеряют в течение 24 ч (или за меньший период) путем пропускания газов через соответствующий растворитель (разбавленная и подкисленная перекись водорода для SO_2) с последующим анализом раствора обычными методами. В настоящее время существуют гораздо более изящные приборы для быстрого непрерывного анализа. Они основаны на измерении электропроводности раствора подкисленной перекиси водорода (0,1 мл 30%-ной H_2O_2 , 1 мл 0,1 н. H_2SO_4 , 0,1 мл смачивающего агента, разбавленного до 1 л) или на определении степени окрашивания реактива Вест—Гаеке (*n*-розаминформальдегид).

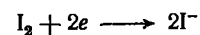
Метод Ван—Гаеке в меньшей степени зависит от интерферирующих веществ, поэтому кажется более надежным. Недавно был разработан метод пламенной люминесценции для определения серы. Другим важным достижением в области анализа серы является метод получения постоянных концентраций этого газа в потоке газа-разбавителя. Для этого маленькие запаянные тефлоновые трубки заполняют оксидом серы (IV), который диффундирует через стенки с постоянной скоростью (при постоянной температуре).

Газообразные углеводороды обнаруживаются и анализируются либо с помощью модифицированного газового хроматографа, либо методом пламенной ионизации. Оксид углерода (CO) определяют нерассеивающими ИК-анализаторами с длинными кюветами. Оксид азота NO (0—1,0 млн⁻¹) и оксид азота NO₂ (0—1,0 млн⁻¹) определяют автоматизированным методом мокрого химического анализа с использованием реакции диазосочетания. Пробу воздуха разделяют на два потока; NO, проходя через раствор перманганата калия, окисляется до оксида (IV). Затем оба потока проходят противоточные скрубберы, где они поглощаются растворами сульфаниловой кислоты, N-(1-нафтил) — этилендиамина и диэтилгидрохлорида и уксусной кислоты. Цвета растворов, измеряемые с помощью автоматических колориметров, указывают концентрацию оксида азота (IV) и смеси (NO+NO₂). Степень конверсии составляет от 70 до 90% в зависимости от конструкции барботера. Детали метода описаны Катцем [426].

Общее содержание окислителей (0—0,5 млн⁻¹), в основном озона, определяют иодометрически, причем реакцию проводят в электролитической ячейке:



Иод восстанавливается на катоде



и соответствующая реакция окисления вновь протекает на аноде. Результирующий ток поступает на усилитель; прибор откалиброван на единицы, показывающие общее содержание окислителей.

В будущем азот будут определять отдельно на приборе, принцип которого основан на реакции азота с родамином В [373, 681]. Однако применявшийся ранее реактив Редженера, в котором краситель адсорбировался силикагелем, был чувствительным к влаге. В последнее время изготовлена хроматографическая бумага, которую покрывают родамином В на силиконовой смоле; такая бумага может служить подходящим датчиком.

Следовые количества первичных аминов алифатического ряда от C₁ до C₆ могут улавливаться разбавленной серной кислотой. Затем амины экстрагируют амилацетатом; с помощью нингидриновой реакции фотометрически определяют содержание аминов [334].

Сероводород в небольших концентрациях (до 0,05 млн⁻¹) можно определить с флюоресцин-ацетатом ртути в 0,01 н. растворе едкого натра с последующим измерением флюоресценции на фотофлюометре.

В настоящее время разрабатываются новые методы анализа и контроля, которые вскоре найдут широкое применение. К ним относятся метод топливной ячейки для определения оксида углерода (II) и азота (II), оксида серы (IV); газовая хроматография (в автоматизированной форме) для определения содержания CO, CH₄ и других углеводородов, сероводорода и некоторых органических сульфидов; атомно-адсорбционная спектроскопия для непрерывного определения свинца; селективные электроды для определения фторидов, а также хемолюминисцентный метод определения оксидов азота в присутствии озона. Кроме того, разрабатываются приборы для определения концентрации твердых веществ — так называемые лидары (light detection and ranging — световое обнаружение и определение).

В качестве индикаторов низкого уровня загрязнения могут быть использованы растения. Так, оксид серы (IV), фториды, оксиды азота, пероксиацетилнитраты и другие фотохимические примеси (например, H₂S, HCl, Cl₂ и т. д.) влияют на многие растения, поэтому наиболее чувствительные из них могут быть высажены в качестве индикаторов. Систематизация оценки вреда, наносимого растениям, сделана в атласе, изданном Джекобсоном и Хиллом [395]. В течение долгого времени лишайники тоже рассматривались как индикаторы загрязнения. Например, Пьятт [666] подчеркивает, что с изменением уровня загрязнения изменяется расположение лишайника Lichen thalli на деревьях; в загрязненных районах, как правило, этот вид лишайника растет исключительно у основания ствола дерева. Однако с изменением уровня загрязнения (например, с удалением от заводов) лишайники располагаются выше по стволу.

МЕТОДЫ УДАЛЕНИЯ ГАЗООБРАЗНОГО КОМПОНЕНТА: АБСОРБЦИЯ, АДСОРБЦИЯ И СЖИГАНИЕ

Часто необходимо обрабатывать газовый поток для удаления из него одного или нескольких газовых компонентов, которые могут быть вредными, неприятными или представлять интерес для промышленности. Так, из газов синтеза аммиака необходимо удалить оксид углерода (II) перед подачей их в колонну синтеза, поскольку СО отравляет катализатор синтеза.

В районах с высокой плотностью населения и в жилых зонах из отходящих газов необходимо удалять неприятно пахнущие компоненты, в основном органические соединения азота и серы.

Весьма желательно удалять из отходящих газов оксид серы (IV), поскольку он, с одной стороны, загрязняет атмосферу, а с другой является сырьем для получения ценных продуктов — серной кислоты и серы.

Известны три метода удаления газовых компонентов: абсорбция газов жидкостью, адсорбция на поверхности твердого вещества или химическое превращение в другой, безвредный газ. Последний метод обычно включает сжигание органического вещества непосредственно либо каталитически. Механизм этих методов основан на диффузии газа либо к поверхности поглощающей жидкости, либо твердого адсорбента или катализатора, либо в реакционную зону с лучшей химической реакцией. В этом отношении удаление газовых компонентов представляет собой не столь сложную задачу по сравнению с удалением твердых частиц и капель, где наряду с диффузией играют роль другие механизмы: инерционный захват, осаждение, электростатические и термические силы.

Детальное исследование процессов абсорбции, адсорбции и сжигания выходит за пределы этой книги, которая посвящена применению этих методов в процессах газоочистки, и поэтому здесь будет только коротко упомянуто об основах этих процессов. Полная разработка этих вопросов дана в специальных книгах по абсорбции [582, 608, 768], адсорбции [138, 550, 887] и сжиганию [862]. Ниже в книге несколько подробнее будут рассмотрены лишь некоторые аспекты, представляющие особенный интерес для контроля загрязнения воздуха. К ним относятся удаление SO_2 из дымовых газов, удаление сероводорода, фторидов и оксидов, азота из отхо-

дящих промышленных газов и сжигание, непосредственное или каталитическое, органических газов и паров.

Абсорбция и адсорбция газов зависят от переноса молекул газа из общей массы к поверхности жидкости или твердого тела. В случае жидкости молекулы газа в дальнейшем диффундируют во всем объеме жидкости, тогда как на поверхности твердого тела они удерживаются физическими (Ван-дер-Ваальса) или химическими (хемосорбция) силами. Когда поверхность жидкости или твердого тела вступает в контакт с покоящимся газом, диффузия молекул газа протекает по законам молекулярной диффузии, и скорость ее зависит от температуры и давления газа и типа газовых молекул. Скорость переноса молекул N_A в мольных единицах на единицу площади за единицу времени описывается законом Фика:

$$N_A = -D \frac{dc_A}{dx} \quad (III.1)$$

где dc_A/dx — градиент концентрации в направлении диффузии; c_A — концентрация; x — расстояние; D — коэффициент диффузии, имеющий размерность (длина)² × (время)⁻¹.

1. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА ДИФфуЗИИ

Коэффициент диффузии в газовой фазе может быть рассчитан из уравнения, основанного на кинетической теории газов, и для молекул одного газа он записывается в виде:

$$D_G = \frac{1}{3} \lambda \bar{u} \quad (III.1a)$$

где λ — свободный пробег молекул газа; $\bar{u}$ — средняя скорость молекул.

Из кинетической теории, которая рассматривает газ как твердые сферы без межмолекулярных сил притяжения и отталкивания, средний свободный пробег молекул определяют из уравнения:

$$\lambda = 1/\sqrt{2} \pi N \sigma^2 \quad (III.2)$$

где N — число молекул в единице объема; σ — диаметр молекул.

Средняя скорость молекул дается в виде

$$\bar{u} = \sqrt{8RT/\pi M} \quad (III.3)$$

где T — абсолютная температура; R — универсальная газовая постоянная; M — масса 1 моль.

Для взаимной диффузии молекул двух типов A и B с различной массой M_A и M_B и различного размера σ_A и σ_B коэффициент диффузии равен

$$D_{AB} = \frac{1}{3} \cdot \frac{N_A \lambda_A \bar{u}_A + N_B \lambda_B \bar{u}_B}{N_A + N_B} \quad (III.4)$$

где N_A и N_B — число молекул типа A и B в единице объема.

Введя средний диаметр молекулы σ_{AB} вместо индивидуальных диаметров, можно упростить уравнение (III.4) и получить следующее выражение

$$D_{AB} = \frac{1}{3\pi N (\sigma_{AB})^2} \sqrt{(\bar{u}_A^2 + \bar{u}_B^2)} \quad (\text{III.5})$$

$$= \frac{2 \sqrt{2} \sqrt{RT}}{3\pi^{3/2} N \sigma_{AB}^2} \sqrt{\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)} \quad (\text{III.6})$$

с учетом уравнения (III.3) для средних скоростей молекул разных типов. Так как эффективные диаметры столкновения найти трудно, то удобнее пользоваться объемами 1 моля при стандартных температурах кипения, которые пропорциональны кубу эффективного диаметра σ_{AB} . Тогда коэффициент диффузии (в $\text{м}^2/\text{с}$)

$$D_{AB} = b \frac{T^{3/2}}{P (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)} \quad (\text{III.7})$$

Здесь b — константа, которую можно рассчитать на основе кинетической теории газов. Однако реальные значения коэффициентов диффузии были получены для эмпирического значения $b = 4,3 \cdot 10^{-11}$ (единицы СИ, атм, К) [301]!. Молярные объемы могут быть найдены из таблиц или путем сложения атомных объемов [609].

Уточненные значения коэффициентов диффузии, учитывающие силы притяжения и отталкивания с помощью потенциала Леонарда — Джонса 6:12 (т. е. сила притяжения изменяется с расстоянием в минус шестой степени, а сила отталкивания изменяется в минус двенадцатой степени), могут быть получены из уравнения Хиршфельдера и др. [370]:

$$D_{AB} = \frac{bT^{3/2}}{P (\sigma_{AB})^2 W^1} \sqrt{\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)} \quad (\text{III.8})$$

где $b = 2,63 \cdot 10^{-11}$ (в единицах СИ); W^1 — интеграл столкновения — функция параметра молекулярной потенциальной энергии при взаимодействии, в К и 10^{-10} м.

Подробное описание этого метода расчета коэффициента диффузии можно найти в работе [370].

Коэффициент диффузии в жидкой фазе может быть рассчитан исходя из предположения Эйнштейна, что на молекулы действует осмотическая сила в направлении уменьшения концентрации растворенного вещества c :

$$F = - \frac{kT}{c} \cdot \frac{dc}{dx} \quad (\text{III.9})$$

где k — константа Больцмана.

Сопротивление движению молекул, рассматриваемых как сферы, описывается приближенно законом Стокса (см. раздел IV-1)

$$F = 3\pi\mu u \quad (\text{III.10})$$

где σ — диаметр молекул; μ — вязкость раствора; u — скорость молекулы, равная

$$\therefore u = - \frac{kT}{3\pi\mu\sigma} \cdot \frac{dc}{dx} \quad (\text{III.11})$$

Скорость диффузии N_A является произведением скорости молекул на концентрацию

$$N_A = uc = - \frac{kT}{3\pi\mu\sigma} \cdot \frac{dc}{dx} \quad (\text{III.12})$$

Коэффициент диффузии теперь может быть рассчитан из закона Фика, уравнение (III.1):

$$D_L = \frac{kT}{3\pi\mu\sigma} \quad (\text{III.13})$$

Значения коэффициентов диффузии, полученные из уравнений Эйнштейна — Стокса, имеют очень приближенный характер, и на практике следует использовать экспериментальные значения, приведенные, например, в International Critical Tables [387] или в работе Лондольта — Бернштейна [486].

В ряде случаев удовлетворительные значения получают при использовании эмпирического уравнения Вильке и Чанга [608]:

$$D_L = \frac{7,4 \cdot 10^{-9} (xM)^{1/2} T}{\mu V^{0,6}}$$

где V — объем 1 моля растворимого вещества, см^3 ; μ — вязкость, П·с; x — степень ассоциации молекул растворителя (вода — 2,6; метанол — 1,9; этанол — 1,5; неполярные растворители, например бензол — 1,0).

Диффузия двух газов в стационарном режиме

При непрерывной абсорбции одного газа из газовой смеси, которая постоянно обновляется, устанавливается некое равновесие с постоянным градиентом концентрации. Перенос молекул газа осуществляется уже не путем простой диффузии (как в случае покоящегося газа) для восстановления концентрации молекул, удаляемых с поверхности раздела фаз.

Если есть два типа молекул A и B с молярными концентрациями c_A и c_B соответственно, то при постоянном давлении, когда система находится в равновесии, действительно равенство:

$$c_A + c_B = \text{const} \quad (\text{III.14})$$

Дифференцируя по x (в направлении диффузии и переноса всего объема газа, перпендикулярно к границе раздела фаз), получаем

$$\frac{dc_A}{dx} = \frac{-dc_B}{dx} \quad (\text{III.15})$$

При переносе массы газа в направлении x компоненты A и B поступают пропорционально их парциальным давлениям p_A и p_B . Таким образом, для компонента A общий поток N_A представляет собой сумму доли компонента A в общей массе перенесенного газа $N_A p_A / P$ (где P — общее давление) и молекулярной диффузии, описываемой уравнением (III.1)

$$N_A = N_A \frac{p_A}{P} - D_G \frac{dc_A}{dx} \quad (\text{III.16})$$

Для идеального газа концентрация c_B связана с парциальным давлением p_B соотношением

$$c_B = p_B / (RT) \quad (\text{III.17})$$

Заменяя в (III.16) p_A на $(P - p_B)$ и учитывая (III.15), получим:

$$N_A = N_A \left(1 - \frac{p_B}{P}\right) + \frac{D_G}{RT} \cdot \frac{dp_B}{dx} \quad (\text{III.18})$$

После перегруппировки получим

$$N_A \frac{p_B}{P} = \frac{D_G}{RT} \cdot \frac{dp_B}{dx} \quad (\text{III.19a})$$

II

$$N_A \int_0^x dx = \frac{PD_G}{RT} \int_{p_{B1}}^{p_{B2}} \frac{dp_B}{p_B} \quad (\text{III.19b})$$

что при интегрировании дает

$$N_A = \frac{D_G P}{RT_x} \ln(p_{B2}/p_{B1}) \quad (\text{III.20})$$

Если логарифмическое среднее парциальное давление компонента B на расстоянии x , вдоль которого происходит перенос, определять в виде:

$$p_{BM} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln p_{B2}/p_{B1}} \quad (\text{III.21})$$

Уравнение (III.20) может быть записано следующим образом

$$N_A = \frac{D_G}{RT_x} \cdot \frac{P}{p_{BM}} (p_{B2} - p_{B1}) \quad (\text{III.22a})$$

$$= \frac{D_G}{RT_x} \cdot \frac{P}{p_{BM}} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (\text{III.22b})$$

Теории абсорбции

Когда газ движется турбулентным потоком через поверхность, т. е. $Re > 2100$), тогда турбулентное перемешивание поддерживает однородность состава во всем объеме газа. Ближе к границе раздела фаз движение газа замедляется, и образуются ламинарные слои; обычно предполагают, что на границе раздела газ неподвижен.

Наиболее широко известная теория, предполагающая равномерный переход молекул через стабильный пограничный слой, называется теорией двух пленок и была предложена Уайтменом и Льюисом в 1924 г. [509, 937]. По этой теории абсорбируемый газ диффундирует через ламинарный пограничный слой и неподвижный «подслой». Если в качестве абсорбента используется жидкость, то существуют такие же пограничные слои со стороны жидкости. Далее предполагают, что на границе раздела жидкость — газ существует равновесие. Тогда парциальное давление p_i и концентрация на границе раздела c_i взаимосвязаны. Когда достигается состояние установившегося режима переноса, скорость переноса N_A из газового потока к границе и от границы раздела в объем жидкости должны быть равны. Тогда

$$N_A = k_G (p - p_i) = k_L (c_i - c) \quad (\text{III.23})$$

где p и p_i — парциальное давление переходящего компонента соответственно в объеме газа и на границе; c_i и c — концентрация соответственно на границе и в объеме жидкости; k_G и k_L — коэффициент массопереноса соответственно в газовой и жидкой пленке.

При сравнении с уравнением (III.22) видно, что коэффициент массопереноса в газовой пленке может быть записан в виде

$$k_G = \frac{D_G}{RT_x} \cdot \frac{P}{p_{BM}} \quad (\text{III.24})$$

Из уравнения (III.24) следует, что коэффициент массопереноса является функцией коэффициента диффузии, логарифма среднего парциального давления неабсорбирующего компонента и x — расстояния, на котором проходит абсорбция, т. е. толщины пленки. Со стороны пленки жидкости коэффициент массопереноса может быть записан как

$$k_L = D_L / x_L \quad (\text{III.25})$$

где D_L — коэффициент диффузии в жидкой фазе; x_L — толщина пленки жидкости.

Было показано, что коэффициенты диффузии могут быть рассчитаны, однако толщина пленок не может быть найдена непосред-

ственно. Можно определить эквивалентную толщину пленки с учетом механизма массопереноса через пограничный ламинарный слой из экспериментально найденного коэффициента массопереноса и рассчитанного или вычисленного коэффициента диффузии. Тогда для абсорбции подобного типа можно использовать найденное значение. Это было сделано Жильяландом и Шервудом [302], которые осуществили корреляцию многочисленных экспериментов на колонне пленочного типа

$$\frac{k_G R T D}{D_v} \cdot \frac{p_{BM}}{P} = \frac{D}{x} = 0,023 \text{Re}^{0,83} \text{Sc}^{0,44} \quad (\text{III.26})$$

где D — диаметр колонны; Re — число Рейнольдса ($u D \rho / \mu$); Sc — число Шмидта ($\mu / \rho D_v$); D_v — коэффициент диффузии в газовой фазе; u — скорость газа относительно колонны; ρ и μ — плотность и вязкость газа.

Эта корреляция вполне удовлетворительна в тех случаях, когда скорость абсорбции регулируется скоростью переноса через пленку газа, но, к сожалению, из-за колебаний, возникающих в тонком поверхностном слое жидкости, она не может применяться для нахождения эквивалентной толщины пленки в процессах абсорбции, регулируемых скоростью переноса через пленку жидкости.

Если параметром, управляющим системой, является сопротивление пленки жидкости, коэффициент массопереноса может быть измерен на дисковой колонне [812]. При этом получают лучшую корреляцию, чем на пленочной колонне. Коэффициент массопереноса для пленки жидкости k_L может быть рассчитан из уравнения:

$$\frac{k_L}{D_v} = 21,0 \left(\frac{4L}{\mu} \right)^{0,7} \left(\frac{\mu}{\rho D_v} \right)^{0,5} \quad (\text{III.27})$$

где L — скорость потока жидкости через единицу ширины пленки, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Однако, даже не имея точных данных о равновесии и коэффициентах переноса для жидкой пленки, можно найти общие коэффициенты массопереноса по уравнению:

$$N_A = K_G (p - p^*) = K_L (c^* - c) \quad (\text{III.28})$$

где p^* — равновесное парциальное давление растворимого вещества над раствором, имеющим ту же концентрацию, что и поток жидкости; c^* — концентрация раствора, который находился бы в равновесии с растворимым веществом, имеющим то же парциальное давление, что и основной газовый поток.

Эти точки показаны на диаграмме равновесия (рис. III-1).

Общие коэффициенты K_G (в единицах давления) и K_L (в единицах концентраций) могут быть определены экспериментально и непосредственно применены в конструкторских расчетах.

Полная движущая сила выражается через $(p - p^*)$ в единицах давления и $(c^* - c)$ в единицах концентраций. Точка B на равновесной кривой характеризует состав двух фаз на границе раздела, а движущие силы $p - p_i$ и $c_i - c$ представлены вертикальным отрез-

Рис. III-1. Движущие силы процесса абсорбции газов.

ком AM и горизонтальным отрезком MB , соответственно. Тогда из уравнения (III.23)

$$\frac{p - p_i}{c_i - c} = \frac{k_L}{k_G} \quad (\text{III.29})$$

и отношение k_L/k_G представляется наклоном прямой AB .

Если уравнение равновесия имеет вид

$$p^* = \kappa c \quad (\text{III.30})$$

(κ — константа), то применим закон Генри. Из уравнений (III.23) и (III.28) можно найти

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{\kappa}{k_L} \quad (\text{III.31a})$$

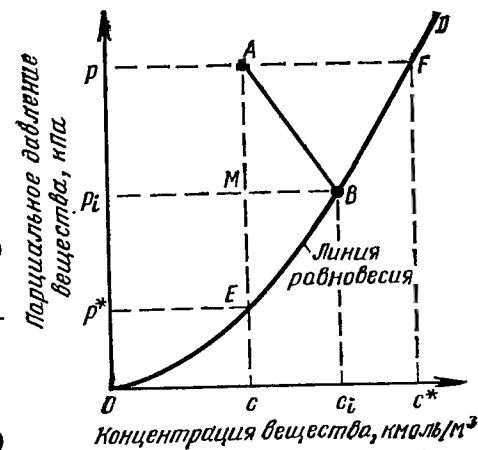
$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{\kappa k_G} \quad (\text{III.31b})$$

Если κ мало, то $K_G = k_G$ и абсорбция регулируется скоростью переноса через пленку газа, и наоборот, если κ велико, то $K_L = k_L$ и абсорбция регулируется переносом через пленку жидкости.

Уравнение (III.31) показывает также, что при нахождении промежуточных значений коэффициента κ необходимо учитывать влияние обеих пленок. Кроме того, если κ не является постоянной величиной, т. е. если кривая равновесия не представляет собой прямую, то общие коэффициенты массопереноса будут изменяться при изменении концентрации, так как величина κ зависит от концентрации.

Несмотря на то, что теория двух пленок, предложенная Уайтменом — Льюисом, полезна при разработке абсорбционных систем, она заранее предполагает неподвижные пограничные слои и установившийся режим массопереноса, что крайне редко существует в реальных условиях. Так, например, газ стремится разрушить неподвижный слой, и к поверхности жидкости подходит турбулентный поток, тогда как жидкость в поверхностной пленке постоянно заменяется свежей жидкостью снизу. Чтобы исключить проблему диффузии в неустойчивом режиме, в частности, когда взаимодействие газ — жидкость кратковременно, Хигби предложил воображаемую модель, используя уравнение Стефана для молекулярной диффузии в колонне бесконечной высоты.

Уравнение (III.1), записанное для массопереноса в неустойчивом режиме, было решено для ряда граничных условий. Было уста-



новлено, что при данной концентрации в объеме жидкости в начальный период времени существует пограничный слой положительной толщины на границе раздела. В некоторый период времени t уже не существует пограничного слоя, в то время как в объеме жидкости существует бесконечный слой (в соответствии с теорией Стефана). При этом может быть рассчитана концентрация газа ниже поверхности и, кроме того, мгновенная скорость массопереноса газа через единицу поверхности раздела фаз

$$N_A = \frac{2}{\sqrt{\pi}} (c_i - c) \sqrt{Dr} \quad (\text{III.32})$$

Следовательно, мгновенная скорость переноса уменьшается со временем в течение любого периода, пока жидкость остается неподвижной. Общее количество перенесенного вещества можно определить, проинтегрировав уравнение (III.32) по времени, тогда как среднюю скорость переноса можно найти делением этого общего количества на время t . Так, средняя скорость описывается уравнением

$$N_A = 2 (c_i - c) \sqrt{D/\pi t} \quad (\text{III.33})$$

Это уравнение применимо к абсорбции турбулентного газа в предположении, что после некоторого времени t , в течение которого жидкость неподвижна, происходит легкое перемешивание и этот процесс повторяется бесконечно. Средняя скорость абсорбции в таких условиях описывается уравнением (III.31). Если среднее время t выразить через скорость обновления, определяемую как $r = 1/t$, то скорость массопереноса можно записать

$$N_A = \frac{2}{\sqrt{\pi}} (c_i - c) \sqrt{Dr} \quad (\text{III.34})$$

а с учетом уравнения (III.23) получим

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{Dr} \quad (\text{III.35})$$

Необходимо отметить, что хотя это значение k_L , по определению, численно равно величине, найденной на основе двухплечной теории, они имеют различный физический смысл.

Позже Данквертс [196] предложил существенную модификацию модели Хигбис, которая заключается в том, что частоту, с которой смешиваются отдельные вертикальные элементы, определяют как r . Затем он предположил, что процесс смешивания, т. е. пребывание газа у поверхности и частота смешивания, являются случайными процессами. Подобные математические соображения и со-

ответствующие граничные условия могут быть применены для определения скорости массопереноса, которая выражается в виде

$$N_A = (c_i - c) \sqrt{Dr'} \quad (\text{III.36})$$

$$k_L = \sqrt{Dr'} \quad (\text{III.37})$$

где r' — средняя скорость обмена, которая отличается от «скорости обновления» на коэффициент $2/\pi^{1/2}$.

Модель проникновения Данквертса, примененная к слою жидкости глубиной H , описывается уравнением

$$k_L = \sqrt{Dr'} \cdot \tanh \sqrt{r'H^2/D} \quad (\text{III.38})$$

Поскольку член $\sqrt{r'H^2/D}$ тем больше, чем глубже проникновение, значение k_L приближается к «бесконечной» глубине по элементарной теории Данквертса.

Разработка абсорбционных систем

Правильно сконструированная установка для абсорбции газов должна работать с максимальной возможной эффективностью и пропускной мощностью и с наименьшими капитальными и эксплуатационными расходами. Абсорбционные установки можно разделить на две группы. Первая группа установок работает по принципу диспергирования пузырьков газа в жидкости в поточной либо в многоступенчатой системе, тогда как вторая группа — по принципу диспергирования капелек жидкости в газе. Почти все установки за исключением одноступенчатого абсорбера действуют на основе противоточной абсорбции, что показано в виде диаграммы на рис. III-2. Однако некоторые скрубберы работают в режиме параллельных потоков. Ниже будет дан расчет работы поточной установки.

Пусть V — мольная скорость потока в газовой фазе; L — мольная скорость потока в жидкой фазе; y — мольная доля абсорбируемого газового компонента; x — мольная доля абсорбированного компонента в жидкости; индекс 1 относится к кубу контактной башни, а индекс 2 — к верху контактной башни. Тогда для работы в установившемся режиме материальный баланс для элементарной секции башни

$$dV = dL \quad (\text{III.39})$$

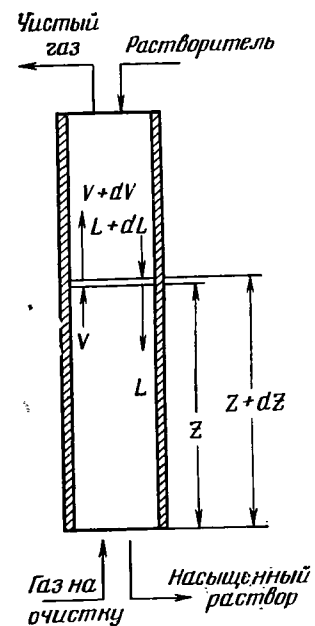


Рис. III-2. Схема процесса в противоточной абсорбционной башне, работающей в непрерывном режиме.

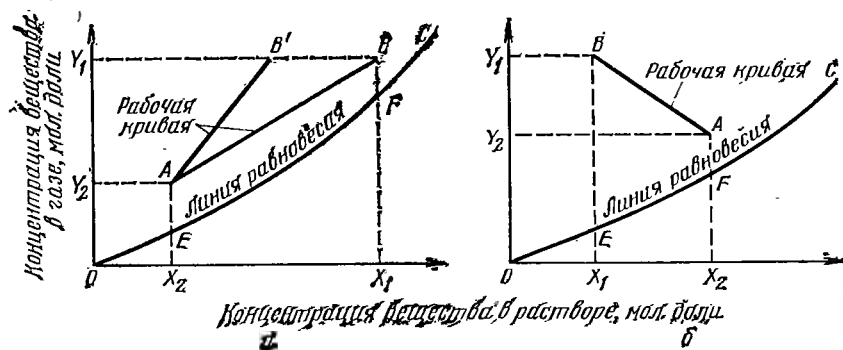


Рис. III-3. Характеристика процесса в абсорбционной колонне при противотоке (а) и при параллельном истечении (б).

и баланс компонентов для той же секции

$$d(Vy) = d(Lx) \quad (\text{III.40})$$

Интегрируя уравнение (III.40) и считая нижним пределом куб башни (индекс 1), а верхним — любой уровень внутри башни, получим:

$$\left. \begin{aligned} Vy - V_1y_1 &= Lx - L_1x_1 \\ Vy + L_1x_1 &= Lx + V_1y_1 \end{aligned} \right\} \quad (\text{III.41})$$

Это уравнение операционной линии справедливо для всех значений x между x_1 и x_2 и для всех значений y между y_1 и y_2 (рис. III-3, а).

В общем случае V и L изменяются в различных точках по высоте башни, и операционная линия будет представлять собой кривую. Однако в большинстве случаев газоочистки абсорбируемый компонент составляет только незначительную долю в абсорбирующей жидкости, поэтому операционная линия существенно прямая.

Для элементарной секции колонны высотой dZ площадь границы раздела фаз равна dA , а скорость абсорбции определяется из уравнений (III.23) и (III.28)

$$\begin{aligned} N_A dA &= K_G(p - p^*) dA = K_L(c^* - c) dA \\ &= k_G(p - p_i) dA \\ &= K_L a(c_i - c) dA \end{aligned} \quad (\text{III.42})$$

Если a — площадь границы раздела фаз, приходящаяся на единицу объема колонны, а S — поперечное сечение колонны, то

$$dA = aSdZ \quad (\text{III.43})$$

На практике значение a обычно неизвестно ни для насадочных колонн, где процесс абсорбции протекает лишь в части имеющейся площади, ни для оросительных колонн, где неизвестна площадь поверхности капель. Поэтому для расчетов принято комбинированное выражение коэффициента массопереноса и площади поверхности — коэффициент $k_G a$, $k_L a$ или $K_L a$.

Подставляя (III.43) в уравнение (III.42), получим

$$\left. \begin{aligned} d(Vy) &= N_A dA = k_G a(p - p_i) S dZ \\ &= k_L a(c_i - c) S dZ \\ &= K_G a(p - p^*) S dZ \\ &= K_L a(c^* - c) S dZ \end{aligned} \right\} \quad (\text{III.42a})$$

Мольная фракция y растворимого компонента в газовой фазе равна p/P , и мольная фракция x в жидкой фазе равна $c/c_{\text{ср}}$, тогда уравнение (III.42a) может быть преобразовано

$$\begin{aligned} d(Vy) &= k_G a P(y - y_i) S dZ = k_L a c_{\text{ср}}(x_i - x) S dZ \\ &= K_G a P(y - y^*) S dZ = K_L a c_{\text{ср}}(x^* - x) S dZ \end{aligned} \quad (\text{III.44})$$

где $(y - y^*)$ представлено на рис. III-3, а вертикальными отрезками BF при x_1 , y_1 и AE при x_2 , y_2 .

Для абсорбции газов, когда V и L не являются постоянными величинами, можно показать, что $d(Vy) = Vdy/(1 - y)$. Сочетая это с уравнением (III.44), получаем уравнение для расчета высоты башни Z с коэффициентом для пленки газа

$$\begin{aligned} \int_0^Z dZ &= \int_{y_1}^{y_2} \frac{V}{k_G a P S} \cdot \frac{dy}{(1 - y)(y - y_i)} \\ &= \int_{y_1}^{y_2} \frac{V}{K_G a P S} \cdot \frac{dy}{(1 - y)(y - y^*)} \end{aligned} \quad (\text{III.45a})$$

или для коэффициента пленки жидкости:

$$\begin{aligned} \int_0^Z dZ &= \int_{x_1}^{x_2} \frac{L}{k_L a c_{\text{ср}} S} \cdot \frac{dx}{(1 - x)(x_i - x)} \\ &= \int_{x_1}^{x_2} \frac{L}{K_L a c_{\text{ср}} S} \cdot \frac{dx}{(1 - x)(x^* - x)} \end{aligned} \quad (\text{III.45б})$$

Упрощая эти уравнения, умножим оба члена интеграла на логарифм средней движущей силы

$$(1 - y)_{LM} = \frac{y_2 - y_1}{\ln \frac{1 - y_1}{1 - y_2}} \quad \text{и} \quad (1 - x)_{LM} = \frac{x_2 - x_1}{\ln \frac{1 - x_1}{1 - x_2}}$$

Предположив, что произведение этого выражения на коэффициент массопереноса является постоянной величиной, получаем

$$\begin{aligned} Z &= \frac{V_{\text{ср}}}{k_G a (1 - y)_{LM} P S} \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1 - y)_{LM}}{(1 - y)(y - y_i)} dy \\ &= \frac{V_{\text{ср}}}{K_G a (1 - y)_{LM} P S} \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1 - y)_{LM}}{(1 - y)(y - y^*)} dy \end{aligned}$$

$$Z = \frac{L_{cp}}{k_L a_{p_{cp}} (1-x)_{LM} S} \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{LM}}{(1-x)(x_i - x)} dx$$

$$= \frac{L_{cp}}{K_L a_{p_{cp}} (1-x)_{LM} S} \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_{LM}}{(1-x)(x^* - x)} dx \quad (\text{III.46})$$

Необходимо отметить, что оба приведенных выше уравнения, в которых применяются полные коэффициенты K_G и K_L , строго справедливы только тогда, когда выполняется закон Генри, т. е. величина π постоянна.

Выражение, стоящее перед интегралом, обозначает высоту H_t единицы переноса, тогда как подынтегральное выражение характеризует число единиц переноса N . Тогда высота башни

$$Z = H_t N \quad (\text{III.47})$$

Высоту единицы переноса можно определить исходя из коэффициента массопереноса, характеристики системы и начальной и конечной концентраций абсорбируемого или растворимого газа. Число единиц переноса может быть оценено с помощью диаграммы равновесия системы либо одним из следующих методов:

а) графическое интегрирование: если неизвестна зависимость между переменными y и x (кроме экспериментальной кривой равновесия), необходимо вычислить число единиц переноса графически, построив график зависимости от y , если известен $K_G a$

$$(1-y)_{LM}/(1-y)(y-y^*)$$

или других зависимостей от подобных функций;

б) упрощенное графическое интегрирование функции $1/(y^*-y)_{LM}$ может быть выполнено, если заменить $(1-y)_{LM}$ средним арифметическим $(1-y)$ и $(1-y^*)$ без введения значительной ошибки. Тогда сложный интеграл из уравнения (III.47) упрощается

$$N = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (\text{III.48})$$

в) если концентрации очень малы и как операционная, так и равновесная кривая могут быть представлены в виде прямых линий с уравнением $y = mx + C$ для равновесной кривой, можно показать, что

$$N = \frac{y_2 - y_1}{(y - y^*)_{LM}} \quad (\text{III.49})$$

где

$$(y - y^*)_{LM} = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2}}$$

Если скорость потока жидкости значительно больше скорости потока газа, наклон операционной линии L/V будет крутой, и движущие силы в этом случае велики. При малых значениях L/V движущие силы будут уменьшаться до тех пор, пока операционная и равновесная кривая не соприкоснутся при достижении равновесия, тогда можно найти минимальную скорость потока жидкости. Такое минимальное значение может быть достигнуто только в бесконечно длинном абсорбере.

Параллельные потоки обычно не применяются в насадочных или простых орошаемых башнях. Однако они бывают в скрубберах Вентури или в циклонных скрубберах, которые используются для очистки малогазозагрязненных газов. Расчет числа единиц переноса в случае параллельного потока подобен расчету для противотока за исключением того, что операционная линия имеет наклон в сторону, противоположную показанному на рис. III-3, б.

Джонстон и Силокс [406] вывели эмпирическое уравнение для числа единиц переноса в циклонном скруббере (см. рис. IX-7), где абсорбируется диоксид серы (IV):

$$N = \frac{1,09 \cdot 10^{-5} n P}{V^{0,8} S} \quad (\text{III.50})$$

где n — число форсунок в скруббере; S — площадь на входе газа, m^2 ; P — общее давление газа, kPa ; V — скорость газа на выходе, $kmol/(m^2 \cdot c)$.

Более общая коррелирующая функция, предложенная для скрубберов Лундом [536], основана на оценке потребления энергии установкой. Указывается, что число единиц переноса прямо пропорционально энергии, введенной с жидкостью D_L , и обратно пропорционально энергии, введенной с газом D_V

$$N \sim D_L / D_V^{0,1} \quad (\text{III.51})$$

Однако константы, необходимые для решения уравнения, не определены.

Проектирование абсорбционной установки

Противоточный контакт газ — жидкость может быть осуществлен следующими способами:

1) путем барботажа газа через емкость с абсорбирующей жидкостью. Емкость обычно снабжена трубкой с отверстиями — так называемой пористый газораспределитель, через который проходит газ. Степень дисперсии газа может быть увеличена перемешиванием жидкости. Этот метод обычно не применяется для очистки промышленных газов;

2) путем пропускания газа через барботажные колпачковые тарелки или через другие тарелки в тарельчатой колонне. Конструкция таких колонн детально описана в работах по проектированию дистилляционных колонн.

Тарельчатые колонны дороже, чем насадочные, но они позволяют работать с очень большими объемами жидкости, их можно легко перевести в режим межкаскадного нагрева или охлаждения, они несложны в эксплуатации и имеют меньшую общую массу. Для абсорбции газа могут применяться также колонны Турбогрид [70] с сетчатыми тарелками, которые дешевле в строительстве, чем стандартные колпачковые тарельчатые колонны и могут быть более эффективными;

3) путем пропускания газа через обычную насадочную колонну. Это наиболее распространенная установка, поэтому ниже она будет обсуждена подробнее;

4) в оросительных башнях, широко используемых для удаления твердых частиц (проектирование таких башен описано в главе IX). Иногда оросительные башни применяются для абсорбции газов там, где сопротивление жидкостной пленки значительно [768], поскольку при циркуляции внутри капель их поверхность обновляется и участвует в абсорбции. Однако в общем случае оросительные башни не могут использоваться для абсорбции высококонцентрированных газов, так как они характеризуются низким отношением жидкость — газ. Преимущество башен заключается в том, что они практически не забиваются, отличаются низким перепадом давления и могут работать при очень больших расходах газа, в частности при применении мокрого циклонного уловителя.

Конструкция насадочных колонн очень проста (рис. III-4); насадочные элементы загружаются в них либо беспорядочно, либо укладываются в определенном порядке. Насадка расположена выше входного отверстия для газа, и жидкость стекает вдоль насадки.

В качестве насадки применяют обломки скальных пород или камни, она может иметь форму колец (кольца Рашига, Лессинга, Поля и Диксона), седла (седла Берля, Инталокс, седла Макмагона), сетки (деревянные и графитовые сетки). Существует множество вариантов заполнения насадочных башен: деревянные дощечки и Спрейпак [547], представляющий собой напряженную металлическую сетку. Кольца диаметром менее 50 мм и седла обычно загружают в колонну навалом, тогда как кольца большего размера (особенно хрупкие) укладываются осторожно.

Насадочные кольца могут быть металлическими, стеклянными, керамическими или пластмассовыми в зависимости от коррозионной агрессивности среды в башне. Необходимо тщательно распределять жидкость, чтобы она смачивала

Рис. III-4. Схема насадочной колонны:

1 — двухступенчатый отбойный сепаратор; 2 — форсунки-распределители; 3 — опора насадки; 4 — дренажный клапан; 5 — байпас; 6 — циркуляционный насос для жидкости.

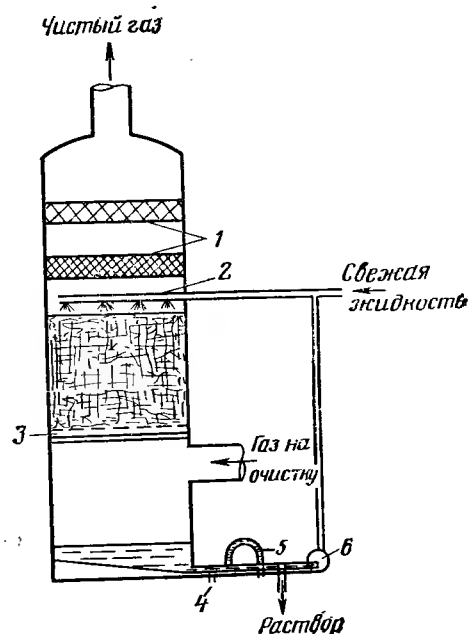
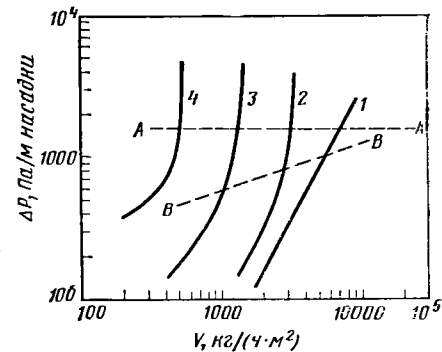


Рис. III-5. Соотношение между скоростью газового потока V , расходом жидкости L и перепадом давления ΔP в насадочной колонне:

1 — сухая насадка; 2 — $L=5700$ кг/(ч·м²); 3 — $L=43\,000$ кг/(ч·м²); 4 — $81\,100$ кг/(ч·м²); AA — линия захлебывания; BB — линия загрузки.



всю насадку, особенно в верхней части. Для этой цели можно предусмотреть установку брызгоуловителей. Опорная решетка должна быть механически прочной, чтобы выдержать массу насадки и жидкости, если жидкость заполнит колонну в случае захлебывания. Чтобы избежать захлебывания и запора газа или жидкости, структура решетки должна быть более «открытой», чем структура насадки.

Диаметр абсорбционной колонны определяется двумя факторами, первым из них является достижение удовлетворительного относительного расхода жидкости и газа, а вторым — наиболее экономичными размерами башни. При низких расходах жидкости и газа образуются регулярные струйки жидкости, стекающей с насадки. При увеличении газового потока возрастает перепад давления и наступает момент, когда часть жидкости будет задерживаться в насадке (жидкость подпирает). Это точка загрузки. При еще большем газовом потоке наступает захлебывание, и давление увеличивается очень быстро (рис. III-5). Точка, в которой это происходит,

ТАБЛИЦА III-1

Характеристика наиболее распространенных насадок

Насадка	Пористость, %	Удельная поверхность, м ² /м ³	Число в 1 м ³	Насыпная плотность, кг/м ³
Кольца Рашига (керамические)				
6,3	63	825	3 120 000	930
12,7	64	365	373 000	837
25,4	73	191	48 000	725
50,8	74	92	5 800	386
Седла Инталокс (керамические)				
6,3	75	990	4 150 000	837
12,7	78	626	734 000	725
25,4	78	257	100 000	547
50,8	79	118	9 400	530
Кольца Палля (металлические)				
25,5	93	248	53 500	530
50,8	94	120	7 500	442

называется *точкой захлебывания*. Было показано, что она зависит как от вязкости жидкости, так и от плотности и скоростей потоков жидкости и газа.

Точки захлебывания были скоррелированы для большого числа текучих сред и насадочных материалов (рис. III-6) [524] и в частном случае могут быть определены с помощью этой кривой. Соответствующие данные для наиболее распространенных насадок приведены в табл. III-1.

Обычно колонна работает при расходах газа, составляющих 50—60% от расхода, соответствующего точке захлебывания. Этот расход и определяет минимальный диаметр колонны. Более быстрый графический метод определения минимального диаметра колонны основан на аналогичных принципах и опубликован Ченом [157]. Здесь диаметр башни D (определен для скорости, равной 50% от скорости захлебывания) может быть найден из уравнения (в м):

$$D = 16,28 \left(\frac{V}{\varphi L} \right)^{0,5} \left(\frac{\rho_L}{\rho} \right)^{0,25} \tag{III.52}$$

где V — скорость газового потока, кг/с; φ — коэффициент корреляции (рис. III-7).

После определения минимального диаметра диаметр конструкции должен быть найден исходя из экономических соображений при условии, что наиболее экономичный диаметр не должен быть меньше минимального.

При выборе насадки следует учитывать, что она должна быть коррозионно-стойкой. Более сложные насадочные материалы с

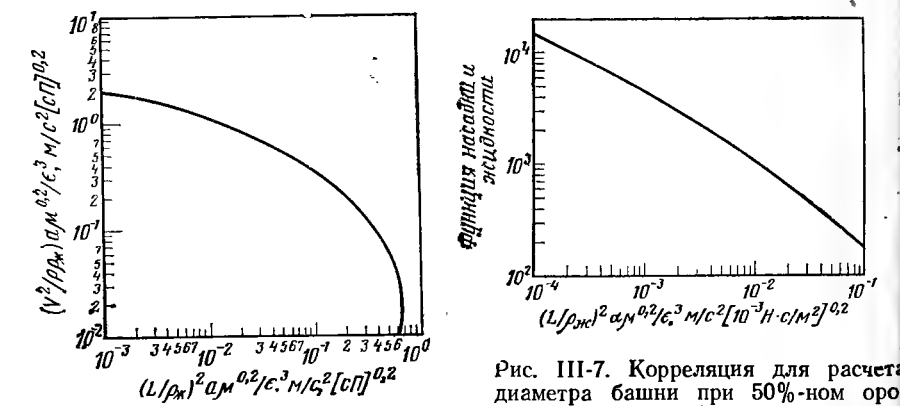


Рис. III-6. Корреляция для расчета расходов оросительной жидкости, где L — расход жидкости, кг/(с·м²); V — расход газа, кг/(с·м²); μ — вязкость жидкости, сП; ρ — плотность газа, кг/м³; ρ_L — плотность жидкости, кг/м³; a — удельная поверхность насадки, м²/м³; ϵ — пористость насадки — безразмерная величина.

большей эффективной площадью поверхности стоят дороже, но требуют меньших размеров башни при тех же нагрузках. Найдено, что приблизительно стоимость корпуса башни растет пропорционально квадрату диаметра. Однако для широких башен требуется меньшая высота насадки и, следовательно, в них меньше потеря давления газового потока, снижающая энергозатраты вентиляторов. С учетом всех этих факторов выбирают наиболее экономичный диаметр башни, который должен обеспечивать скорость газового потока, не превышающую 50% скорости захлебывания. Если более экономичный диаметр меньше этого, следует принять минимальный расчетный диаметр.

Абсорбция газов

Оксид серы (IV) является наиболее распространенной примесью в отходящих газах. Проблема очистки этих газов имеет два аспекта. При обработке серосодержащих минералов (свинцовая, цинковая, медная, оловянная и другие руды) сера составляет основную часть руды, и она выделяется в процессе обжига и плавки в виде оксида серы высокой концентрации, что наносит большой ущерб даже на значительных расстояниях от места выброса. Такой случай произошел в штате Вашингтон (США), причем причиной ущерба явились газы плавильного завода в Трейле, Британская Колумбия (Канада), расположенного вблизи границы. Фирма Консолидейтед Майнинг энд Сметтинг ов Канада [439] была присуждена к выплате более 42 000 долларов в возмещение убытков.

В подобных случаях необходимость очистки обжиговых и плавильных газов является обязательной. Ограничения, принятые во многих частях Соединенных Штатов, устанавливают, что содержание SO₂ в дымовых газах плавильных цехов не должно превышать 0,75% (об.), а в графстве Лос-Анджелес — не более 0,2% [427].

Гораздо более общей является проблема удаления оксида серы (IV) из дымовых газов теплоэлектростанций. Содержание серы в них намного ниже:

	Содержание S, %	Содержание SO ₂ в газах, %		Содержание S, %	Содержание SO ₂ в газах, %
Уголь . . .	1	0,06	Мазут . . .	2	0,12
Уголь . . .	4	0,25	Мазут . . .	5	0,31

Однако общее количество SO₂ очень велико. Современная ТЭЦ мощностью 1000 МВт, сжигающая в день 9000 т угля с 2%-ным содержанием серы, производит 360 т SO₂. Во многих случаях предпринимались попытки обработать такие огромные количества дымовых газов ТЭЦ; некоторые процессы переработки находятся на грани промышленного применения.

Абсорбция двуокиси серы из отходящих газов цветной металлургии успешно осуществлялась различными методами. Оксид се-

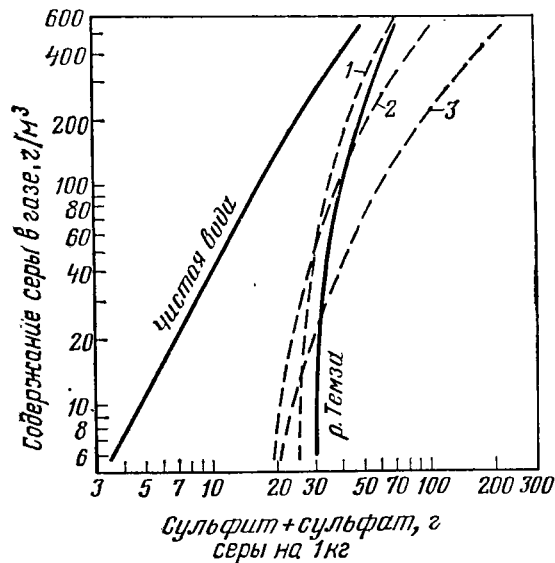


Рис. III-8. Растворимость SO_2 в воде и в разбавленных щелочных растворах (например, вода в р. Темзе) [687] (пунктирные линии — различная степень окисления растворов, температура 40°C , объемы газа приведены к нормальным условиям):

1 — степень окисления 25%; 2 — то же, 75%; 3 — то же, 90%.

ры (IV) мало растворим в воде (рис. III-8), но хорошо растворяется в щелочных растворах. В настоящее время для очистки применяются растворы аммиака, ксилидина или диметиланилина, предлагались и другие аминосоединения [75]. В процессе Сульфидин фирмы Лурги абсорбентом является смесь воды с ксилидином (1:1). Выделяемый затем десорбцией чистый оксид серы может быть использован, например, для получения серной кислоты. Был испытан также толуидин, но без особого успеха.

Ксилидин и вода обычно не смешиваются, но при взаимодействии SO_2 с ксилидином образуется некоторое количество ксилидинсульфата, растворимого в воде; когда концентрация SO_2 приблизится к 100 кг/м^3 , смесь становится гомогенной. На рис. III-9 представлена кривая равновесия системы SO_2 — ксилидин — вода.

Для десорбции к смеси добавляют раствор карбоната натрия и переводят образовавшийся ксилидинсульфат в сульфат натрия, а SO_2 отпаривают в стриппинг-колонне при $95\text{--}100^\circ\text{C}$. Оксид серы (IV), содержащий небольшое количество ксилидина, отмывают водой и получают чистый SO_2 . Для рекуперации паров ксилидина из отходящих газов используют разбавленную серную кислоту. Если первоначальное содержание SO_2 составляло 8%, после скруббера оно снижается до 0,05—0,10%. При низких концентрациях процесс становится неэкономичным вследствие потерь ксилидина. Технологическая схема приведена на рис. III-10.

В процессе, разработанном Америкэн Сметлинг энд Рифайнинг Ко. (процесс АСАРКО), SO_2 адсорбируют диметиланилином; выделяющийся при десорбции оксид серы также отличается высокой чистотой [261]. Вначале газ пропускают через электрофилтры и удаляют твердые примеси (глава X), а затем орошают чистым диметиланилином. Из диаграммы равновесия (см. рис. III-9) видно, что для концентраций SO_2 более 3,5% диметиланилин является более эффективным абсорбентом, чем смесь ксилидин — вода, при низких концентрациях смесь ксилидин — вода экономически выгоднее.

Отходящие газы промывают далее раствором карбоната натрия для удаления следов SO_2 и диметиланилина, а затем разбавленной серной кислотой, которая абсорбирует следы диметиланилина. Обогащенный оксидом раствор поступает в стриппинг-колонну, где отпаривается SO_2 . Газы поступают в скруббер для рекуперации диметиланилина, затем в сушильную башню для удаления влаги и поступают на склад для дальнейшего использования SO_2 , например, в производстве кислоты.

Цех, построенный в Селби (Калифорния), мощностью 20 т/сут (SO_2) рекуперировать 99% оксида серы (IV) из отходящих газов агломерационной машины фирмы Дуайт — Ллойд, содержащих 5% SO_2 . На 1 кг выделенного оксида расходуется 0,5 г диметиланилина, 16 г карбоната натрия и 18 г серной кислоты, а также 1,1 кг пара, 0,52 МДж энергии и 8,2 кг/ч охлаждающей воды (18°C). Технологическая схема процесса приведена на рис. III-11. Как абсорбер, так и стриппинг-колонна были выполнены в виде колпачковых тарельчатых колонн, в каждой колонне производится несколько операций, например абсорбция содой и промывка кислотой, что снижает общую стоимость установки.

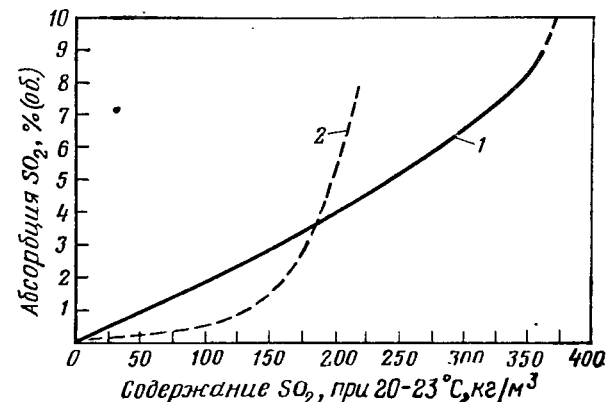


Рис. III-9. Изотермы абсорбции SO_2 безводным диметиланилином (1) и смесью 1:1 вода — ксилидин (2) [261] — основа процесса Сульфидин.

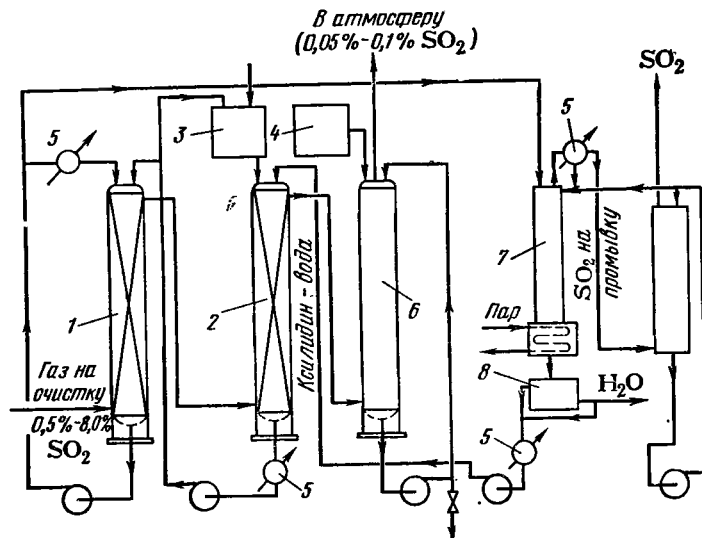


Рис. III-10. Технологическая схема абсорбции SO_2 смесью ксилидин — вода (процесс Сульфидин) [455]:

1, 2 — абсорберы; 3 — бак раствора кальцинированной соды; 4 — бак разбавленной H_2SO_4 ; 5 — холодильники; 6 — промывная колонна; 7 — колонна стриппинга; 8 — сепаратор.

Фирма Консолидейтед Майнинг энд Сметтинг Ко. в Трейле применяет для абсорбции SO_2 раствор аммиака (процесс КОМИНКО), технологическая схема процесса приведена на рис. III-12.

Газы проходят двухступенчатую колонну с насадкой из деревянных дощечек. Абсорбция производится смесью разбавленного раствора сульфата аммония и аммиака. Оксид серы (IV) выделяется из раствора сульфата аммония добавлением концентрированной (93%) серной кислоты, при этом получают SO_2 и $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. Оксид серы в дальнейшем используется для производства кислоты.

Процесс мокрой очистки газов, содержащих SO_2 в широком диапазоне концентраций (0,1—1,5%), применяемый для очистки топочных газов и разбавленных газов плавильных производств, разработан фирмой Лурги и известен как «Сульфасид процесс» (рис. III-13).

Отходящие газы охлаждаются и поступают на слои активированного угля, помещенные в цилиндрические реакторы, где проходит каталитическое окисление газа и абсорбция образующегося SO_3 водой. Полученная кислота вымывается из реактора и концентрируется до 65—70% с использованием тепла входящих газов. Эффективность рекуперации составляет около 95%, и концентрация SO_2 в отходящих газах менее 750 млн⁻¹ при начальной концентрации 1,5% и 150 млн⁻¹ при начальной концентрации SO_2 в поступающих на очистку газах 0,3%.

Удаление оксида серы (IV) из топочных газов гораздо сложнее вследствие огромных количеств низкоконцентрированного очищаемого

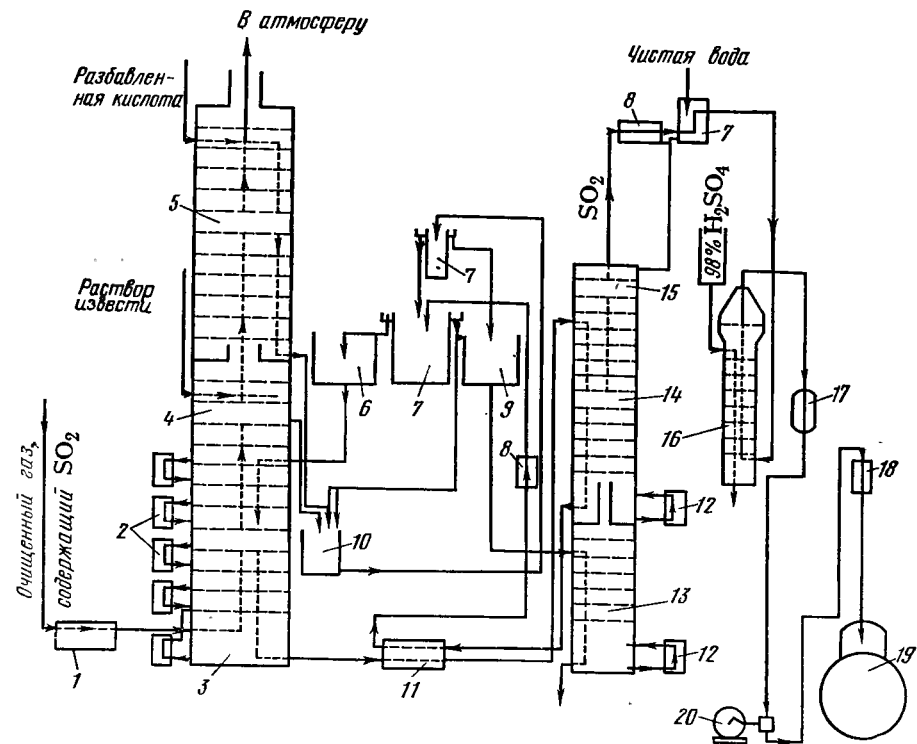


Рис. III-11. Технологическая схема процесса АСАРКО (абсорбция SO_2 раствором диметиланилина) [261]:

1 — холодильник газа; 2 — промежуточные холодильники; 3 — абсорбер; 4 — щелочной скруббер; 5 — кислотный скруббер; 6 — продувка ДМА; 7 — сепараторы; 8 — холодильник; 9 — бак для воды стриппинга; 10 — отделитель; 11 — нагреватель; 12 — теплообменники; 13 — регенератор; 14 — стриппер; 15 — ректификатор; 16 — осушитель SO_2 ; 17, 19 — сборники SO_2 ; 18 — конденсатор; 20 — компрессор.

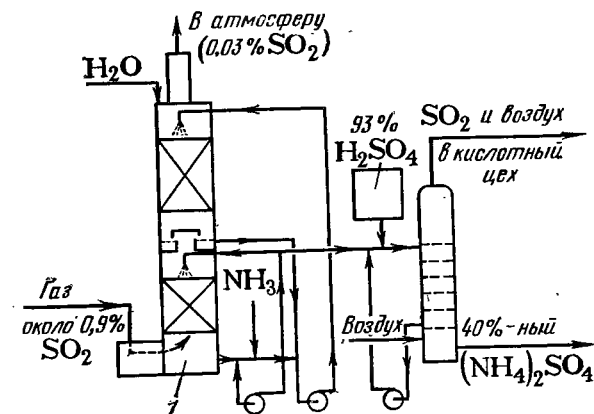


Рис. III-12. Технологическая схема процесса КОМИНКО (абсорбция SO_2 раствором аммиака) [455]:

1 — скруббер; 2 — стриппинг-колонна.

мого газа, поэтому процессы мокрой очистки, описанные выше (за исключением процесса «Сульфасид») не подходят для этой цели. Обычная речная вода не может использоваться для мокрой очистки газов, однако вода реки Темзы, имеющая щелочную реакцию, применялась для промывки топочных газов теплоэлектростанций в Баттерси и Бэнсайде. Но этот процесс ограничен, поскольку сток из скруббера увеличивает в реке концентрацию сульфата кальция. Последний способствует образованию накипи в теплообменниках, а также влияет на речную флору и фауну. Кроме того, поскольку топочные газы после скруббера имеют низкую температуру, они не поднимаются вверх, а оставшийся оксид серы (IV) не рассеивается на большой площади, а создает сильное локальное загрязнение.

В Бэнсайде газы от электростанции, работающей на жидком топливе, содержащем 3,8% серы, проходят через скруббер, где извлекается около 95% двуокиси серы. Технологическая схема процесса приведена на рис. III-14, и данные по равновесию двуокиси серы — вода (р. Темза) приведены на рис. III-8. На практике в воду добавляют меловой шлам для увеличения ее щелочности и эффективности промывки, а к отработанной воде — некоторое количество сульфата магния и воздух в качестве окислителя, поэтому в воде, сливаемой в реку, содержится сульфат, а не сульфит натрия.

Абсорбционная башня изготовлена из чугуна с футеровкой из дерева, в ней имеются решетки из кедра и тика. Аэротенки и другие части оборудования футерованы кислотоупорными материалами. Тем не менее эксплуатация установки представляет значительные трудности [678].

Морскую воду из эстуария реки Дервент с успехом применяли для очистки отходящих газов цеха обжига цинковой обманки фир-

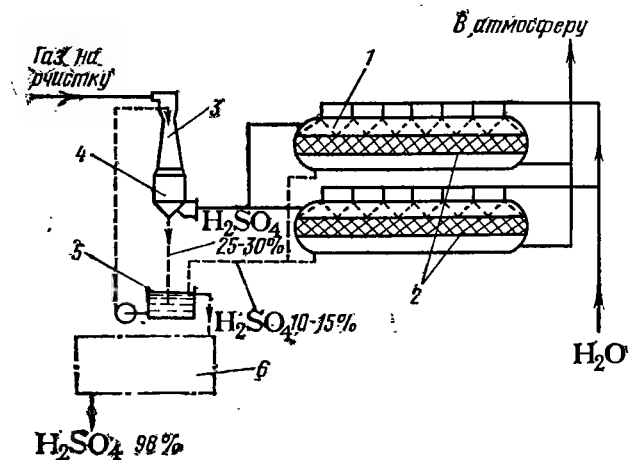
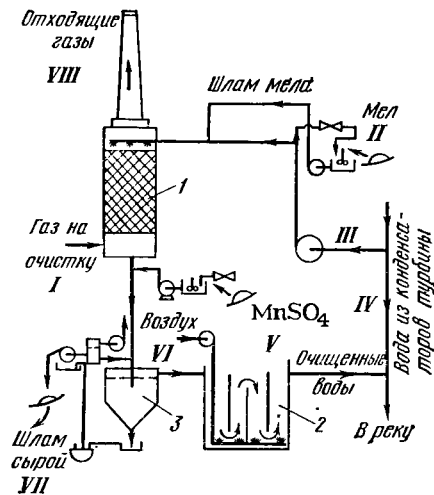


Рис. III-13. Технологическая схема процесса Сульфасид фирмы Лурги [293]: 1 — реактор; 2 — слой активированного угля; 3 — скруббер Вентури; 4 — брызгоуловитель; 5 — питатель; 6 — отделение обработки кислоты.

Рис. III-14. Процесс Баттерси (абсорбция SO_2 водой р. Темза с добавлением щелочного шлама, 120 МВт, 1,5% S в угле, количества даны в час) [677]:

1 — абсорбер; 2 — бак окисления; 3 — отстойник; 1 — газ на очистку: 56 500 м³/ч (при н. у.), содержание S 0,675 т, или 1,2 г/м³ при 115,6 °C; II — мел: 1 т CaCO_3 ; III — вода: 1750 т; IV — вода: 20 000 т; V — MnSO_4 : 0,024 т; VI — воздух: 2500 м³/ч (при н. у.); VII — шлам: 0,4 т; VIII — газ после очистки: 0,12 г/м³ S, или 0,068 т/ч при 29,4—43,3 °C.



мы Электролитик Зинк Ко. (Рисдон, Австралия). Четыре круглых башни с деревянной насадкой площадью 12,1 м² каждая, диаметром 5 м и высотой 5 м (аналогично установке в Баттерси) обрабатывали 85 000 м³/ч газа при температуре 180—200 °C, содержащего 5% SO_2 . На экспериментальном скруббере с удельным расходом воды 53 кг/м³ была достигнута эффективность более 95%. В окончательном варианте установка очищает 80 000 м³/ч газа, расход воды составляет $3,25 \cdot 10^6$ кг/ч.

Скрубберы снабжены электрофилтрами для улавливания тумана, что позволяет уменьшить концентрацию SO_2 с 2,2% до 2 млн.⁻¹ при перепаде давления 0,1 кПа. При уменьшении удельного расхода воды эффективность очистки снижается и концентрация SO_2 в отходящих газах превышает 30 млн.⁻¹.

Бромли и Рид [135] проводили исследования на опытной установке мокрой очистки газов, содержащих 900 млн.⁻¹ SO_2 , морской водой. Отношение жидкость — газ составляло около 25 кг морской воды и более на 1 кг газа, эффективность очистки на одноступенчатом оросительном абсорбере 90%. Эффективность очистки на насадочном абсорбере (высота слоя насадки 1,52 м) составила 99% и выше. Образующийся в результате окисления растворенного оксида серы (IV) сульфат натрия может быть использован на установке по обессоливанию и таким образом заменить серную кислоту, добавляемую для предотвращения образования накипи.

Объем морской воды может быть уменьшен в пять раз при применении более сложного абсорбционного оборудования, например, каскадных тарельчатых абсорберов или абсорберов с кипящим слоем; pH получающегося раствора лежит между 2 и 3. Если этот раствор сбрасывают в море, его вначале необходимо нейтрализовать известью.

Процесс, подобный используемому в Баттерси, но основанный на промывке нещелочной речной водой, разработан фирмой Айс-Ай — «Хоуден Сайклик Лайм Просесс» [628]. В абсорбционной

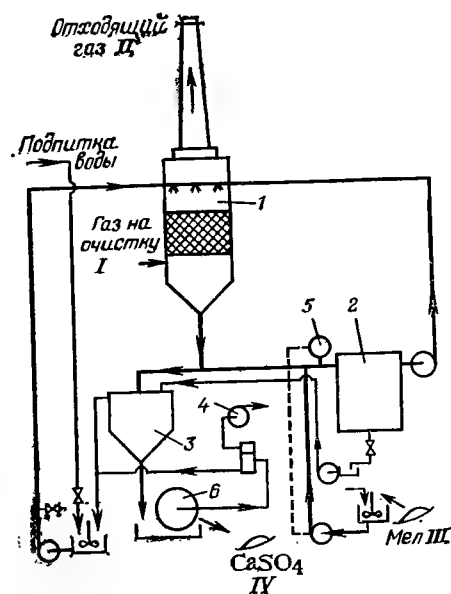


Рис. III-15. Циклический процесс Howden — ICI с использованием известки (абсорбция SO_2 известковой пульпой) [628, 678]:

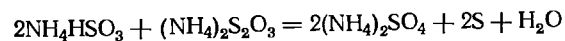
1 — абсорбер; 2 — реакционная емкость; 3 — отстойник; 4 — эксгаузер; 5 — pH-метр; 6 — барбаинный фильтр; 1 — газ на очистку: $5,6 \cdot 10^5 \text{ м}^3$ (при н. у.), содержащий $1,2 \text{ г/м}^3 \text{ S}$, или $0,675 \text{ т}$ при $115,6^\circ\text{C}$; II — газ после очистки: $0,07 \text{ г/м}^3$ (при н. у.), содержащий $0,039 \text{ т S}$ при $54,4 - 60^\circ\text{C}$; III — мел: 2 т CaCO_3 ; IV — CaSO_4 : $8,9 \text{ т}$.

башне с деревянными решетками циркулирует меловой, или известковый раствор (5—10% масс.), при этом образуется сульфит кальция, который затем окисляется до сульфата кислородом, содержащимся в топочных газах. Технологическая схема представлена на рис. III-15.

Проблема образования накипи при работе с пересыщенными растворами сульфата кальция была решена путем пропускания раствора через декантатор, куда добавляли известковый шлам с целью создания необходимого pH. Перед тем как раствор снова подавали в абсорбционную башню, избыток сульфата кальция кристаллизовался на затравочных кристаллах. Часть кристаллического шлама поступала в отстойник, где кристаллы удалялись. Поскольку образующийся CaSO_4 загрязнен летучей золой, он не находит дальнейшего применения. Было предложено обрабатывать его карбонатом аммония с получением сульфата аммония [270].

Фирмы Джэпан Инджиниринг Ко. и Мицубиси Хэви Индастриз запатентовали процесс, основанный на том же принципе, что и процесс АйСиАй, но при этом получили кристаллы гипса (CaSO_4) высокой чистоты [40, 825]. В Советском Союзе также применяют суспензию минеральной извести (известковое молоко) для удаления оксида серы (IV) из агломерационных газов (концентрация серы в руде незначительная) [649]. Остаточная концентрация SO_2 в хвостовых газах ниже $0,15 \text{ млн}^{-1}$. Шлам, содержащий смесь сульфата и сульфита кальция, не использовался.

Другой процесс, освоенный в промышленном масштабе (расход газа $95000 \text{ м}^3/\text{ч}$), — это процесс Фулхэм — Симон — Карвез [435, 900, 951] (рис. III-16). Топочные газы промывают аммиачным раствором, поступающим с газового завода. В выходящий из скруббера раствор добавляют немного 77%-ной серной кислоты, и смесь выдерживают в автоклаве при $1,4 \text{ МПа}$ и 170°C в течение 3 ч. При этом получают серу и сульфат аммония:



Первая установка была введена на теплоэлектростанции в Фулхэме в 1939 г., вторая крупная установка — на теплоэлектростанции в Норс Вилфорде (Ноттингем), где были произведены пробные пуски в 1957 г.

Сравнение относительной экономичности трех освоенных в промышленном масштабе процессов мокрой очистки топочных газов показывает, что процесс Хоуден — АйСиАй является самым дешевым, если нет удовлетворительной речной воды или источника аммиака. Если аммиак легко доступен (например, с газового завода), то наиболее экономичным является процесс Фулхэм — Симон — Карвез.

Петелина [649] сообщает о модификации процесса Фулхэм — Симон — Карвез, разработанной в СССР. Насыщенный раствор бисульфита натрия обрабатывают серной кислотой и подвергают разложению в автоклаве при 600 кПа и 147°C . Эффективность очистки, по словам автора, составляет 93—97%. При этом возрастает выход серы и уменьшается время обработки в автоклаве по сравнению с исходным процессом Фулхэм. Опытная установка производительностью $50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ построена в 1968 г.

Мицубиси Хэви Индастриз [40] тоже разработала процесс мокрой очистки газов с использованием аммиака, но в отличие от процесса Фулхэм — Симон — Карвез в результате получают кристаллический сульфат аммония. Эффективность удаления оксида

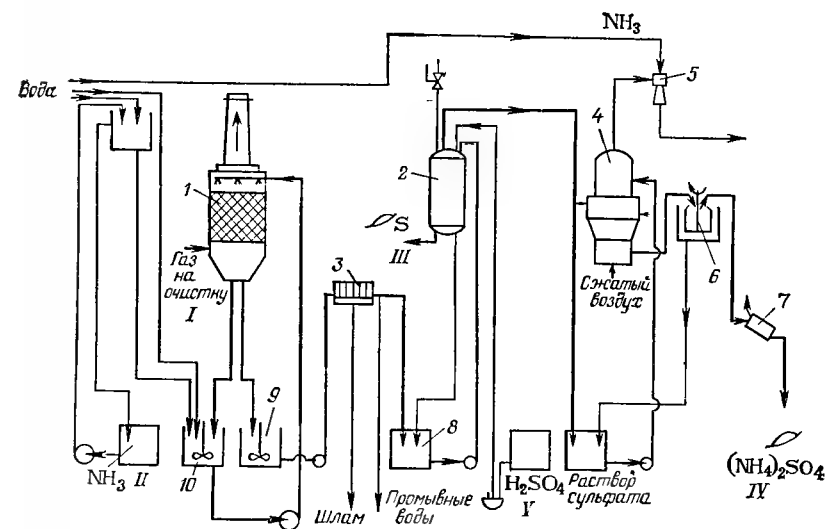


Рис. III-16. Процесс Фулхэм — Симон — Карвез (абсорбция SO_2 аммиачными растворами после промывки газа коксовых печей) с получением серы и сульфата аммония [435, 678]:

1 — скруббер; 2 — автоклав; 3 — фильтр-пресс; 4 — вакуум-испаритель; 5 — эжектор; 6 — центрифуга; 7 — сушилка; 8 — бак с отфильтрованным раствором; 9 — бак для слива из скруббера; 10 — бак с циркулирующей промывочной жидкостью; I — газ на очистку: $5,6 \cdot 10^5 \text{ м}^3$ (при н. у.), содержащий $12,5 \text{ на } 5 \text{ м}^3$, или $0,675 \text{ г}$ при $115,6^\circ\text{C}$; II — аммиак: $3,88 \text{ т}$ в виде 15%-ного раствора; III — сера: $0,175 \text{ т}$; IV — $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$: $2,26 \text{ т}$ кристалл.; V — H_2SO_4 : $0,16 \text{ т}$ в виде 77%-ного раствора.

серы(IV) составляет 95% при исходной концентрации 0,1—0,2% SO₂; потери аммиака незначительны. Раствор сульфата аммония поступает в кристаллизатор в виде 45%-ного раствора, отходящее тепло используется.

Другим процессом, при котором также получают сульфат аммония, является Мицубиси Манганез Оксидгидроксид Процесс [40]. В качестве абсорбента используют 3%-ный раствор гидроксида марганца. К образовавшемуся сульфидному комплексу добавляют аммиак и кислород, при этом образуется сульфат аммония, и шлам поступает в рецикл. Этот процесс можно рассматривать как улучшенный аммиачный процесс, поскольку эффективность удаления SO₂ из газов с исходной концентрацией 0,1—0,2% составляет 97%, содержание SO₂ в хвостовых газах составляет 30—60 млн.⁻¹, потери аммиака практически отсутствуют. В другом процессе Мицубиси 45%-ный раствор сульфата аммония может поступать в кристаллизатор без предварительного выпаривания в испарителе.

Петелина [649] сообщает также о процессе «Магнетитный цикл», используемом в СССР для удаления SO₂ из топочных газов теплоэлектростанций или из газов агломерационных машин при высоком содержании серы в руде. Газы промывают суспензией сульфита магния и кристаллов оксида магния в растворе сульфита и бисульфита магния. Слаборастворимые кристаллы бисульфита игольчатой формы удаляют из раствора, сушат и подвергают обжигу при 850—900 °С. При этом бисульфит разлагается на оксид магния и оксид серы(IV). Оксид магния возвращают в абсорбционный шлам, а оксид серы(IV), содержание которого теперь составляет 10—15%, поступает в цех серной кислоты.

Были проведены опытные испытания на теплоэлектростанции (14 000 м³/ч) и на агломерационной фабрике (8000 м³/ч). Найдено, что эффективность удаления SO₂ составляет 95—97%. Четыре промышленные установки, очищающие 4 млн. м³/ч были введены в 1969 г. на Магнитогорском металлургическом заводе, причем одновременно производится 150 тыс. т/год серной кислоты.

Другой процесс, в котором в качестве абсорбента применяют аммиак, был разработан Шейлем, Симпсоном и Льюисом [763] в Горном Департаменте США. В этом процессе, где одновременно частично удаляется оксид азота(II), обеспыленный топочный газ взаимодействует в реакционной камере с аммиаком и водой в газовой фазе. Газы охлаждают, а продукты реакции выводят с конденсатом. Очищенный газ проходит через водяной эксгаустер и перед выбросом в атмосферу имеет температуру около 35 °С.

К продуктам, содержащимся в конденсате, добавляют оксид цинка, при этом образуется сульфид цинка. Его разлагают и получают жидкий SO₂ и оксид цинка.

Другой возможный процесс состоит в том, что топочные газы вступают в реакцию с сульфитом и бисульфитом натрия, что ведет к увеличению содержания бисульфита

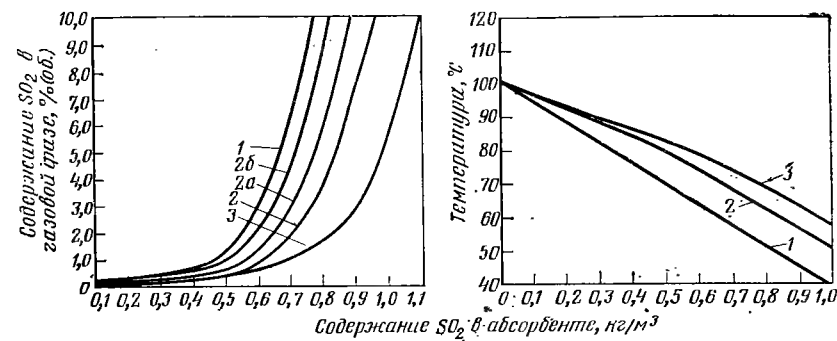
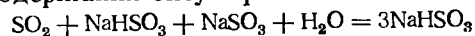
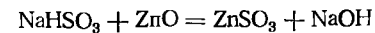


Рис. III-17. Характеристика процесса ICI: абсорбция SO₂ раствором основного сульфата алюминия:

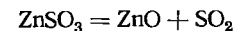
а — изотермы абсорбции (1—3 — при 20 °С; 2а — при 25 °С; 2б — при 30 °С); б — точки кипения растворов основного сульфата алюминия, содержащего растворенный диоксид серы (для парового стриппинга); состав растворов:

№ кривых	Содержание Al, кг в 0,1 м ³			Основность, %
	своб.	связ.	всего	
1	3,44	6,61	10,05	34,2
2, 2а, 2б,	4,0	5,82	9,82	40,8
3	4,55	5,32	9,87	46,1

Образующийся раствор затем взаимодействует с оксидом цинка



Сульфит цинка обжигают, при этом получают оксид цинка и оксид серы, который можно в дальнейшем использовать [407]



В качестве абсорбента использовали также основной сульфат алюминия; рекуперация SO₂ проводилась путем стриппинга в колонне, обогреваемой паром (рис. III-17, б) [33]. Диаграмма равновесия системы SO₂ — основной сульфат алюминия дана на рис. III-17, а. Этот процесс разработан фирмой АйСиАй (рис. III-18) и внедрен на медеплавильном заводе в Иматре фирмы Оутокумпу Коппер Ко.

Газы вначале промывают водой для удаления твердых примесей, а затем пропускают через четыре абсорбционные башни с насадкой из деревянных решеток площадью 10,6 м². Жидкость движется противотоком, как показано на рис. III-18 (показаны только три башни). Насыщенный раствор, содержащий 60 кг/м³ SO₂,

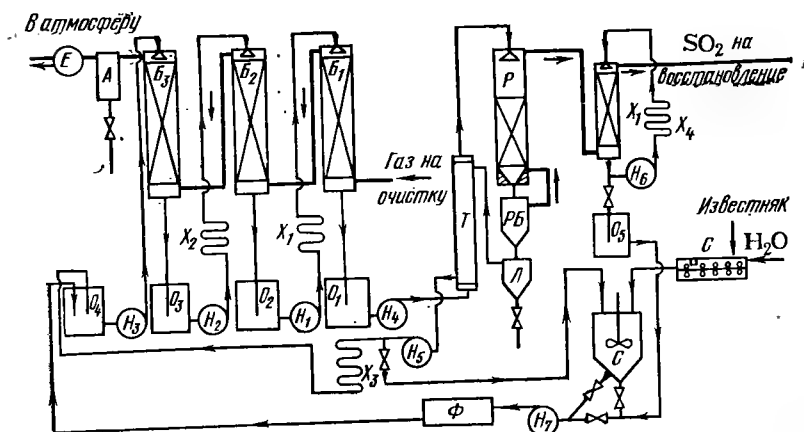


Рис. III-18. Технологическая схема установки ICI (см. рис. III-17):

Б₁—Б₃—абсорбционные башни (показаны три из четырех смонтированных); Х₁—Х₄—холодильники; Н—насосы; А—регулятор разбрызгивания; Е—эксгаузер; О₁—О₄—отстойники; Т—теплообменник; Р—регенерационная башня; РБ—регенерационный бойлер; Л—ловушка-коллектор; С—смесители; Ф—фильтр-пресс.

затем поступает в подогреватель и из него — к регенератору оксида серы (IV). Для защиты от коррозии все оборудование футеровано свинцом, кислотоупорным кирпичом с облицовкой из листового свинца или изготовлено из дерева (решетки абсорбционной башни).

Мицубиси Хэви Индастриз недавно разработала процесс «Ред Мад», или красный шлам [40] (рис. III-19). Красный шлам представляет собой отработанный боксит или «Люксмасс» и используется как шламовый абсорбент. «Люксмасс» — отход производства глинозема из бокситов (технология фирмы Байер), его состав: Al₂O₃ — 18,9%; SiO₂ — 17,4%; Na₂O — 8,3%; Fe₂O₃ — 39,3%; TiO₂ — 2,8%; потеря веса при прокаливании — 10,5%.

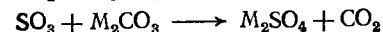
Активным компонентом при абсорбции оксида серы (IV) является натрий-алюминий силикат. После абсорбции шлам, содержащий SO₂ в виде сульфата натрия, может быть переработан с получением товарного продукта. Переработка заключается в извлечении всей каустической соды и сульфата натрия и обработке оставшегося материала оксидом серы (IV). Из осадка получают три типа продуктов, которые можно легко разделить, следующего состава (в %):

	I	II	III	I	II	III
Al ₂ O ₃	99,2	8,1	7,4	—	—	76,8
SiO ₂	0,8	91,9	10,5	—	—	5,5

Глиноземная I и кремнеземная II фракции представляют собой чистые белые порошки без примеси оксида железа и могут быть использованы как промышленное сырье.

В процессе высокотемпературной мокрой очистки газов, разработанной в Атомной лаборатории фирмы Норс Америкэн Рокуэлл Корп., используется эвтектическая смесь карбонатов щелочных металлов [615, 616], в состав которой входят 32% (масс.) Li₂CO₃, 33% (масс.) Na₂CO₃ и 35% (масс.) K₂CO₃. Точка плавления смеси 397 °С. Это прозрачная подвижная жидкость, при 425 °С подобна смеси вода—этиленгликоль; ее вязкость 0,012 Па·с, плотность 2 г/см³, удельная теплоемкость 0,4 и теплопроводность 1,4 Вт/(м²·°С). Смесь абсорбирует более 99% SO₂ из газов, содержащих 0,3—3% SO₂, содержание оксида серы в хвостовых газах составляет 20 млн⁻¹.

Процесс состоит из стадий абсорбции, восстановления и регенерации абсорбента. В процессе абсорбции оксиды серы в газовом потоке реагируют с карбонатом с образованием сульфита и сульфата металла (М)



Константы равновесия реакций равны соответственно 320 и 10¹¹ при 425 °С. Таким образом, 40% карбоната вступает в реакцию до того, как парциальное давление SO₂ в равновесии с расплавом достигает 200 млн⁻¹. Скорости реакций очень велики, поэтому абсорбция

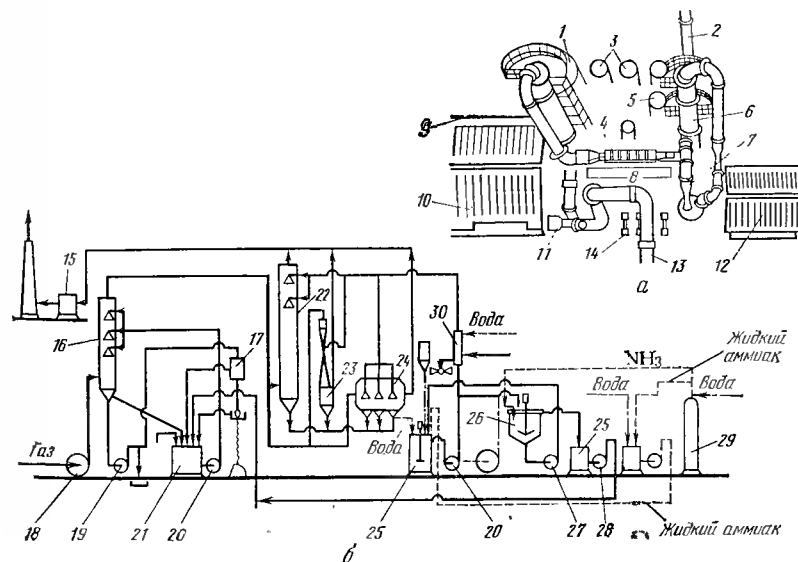


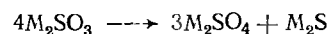
Рис. III-19. Схема процесса «Ред Мад» фирмы Мицубиси с использованием отработанного боксита:

а — компоновка пилотной установки; б — технологическая схема (непрерывные линии — движение абсорбента); 1, 26 — концентраты; 2 — труба; 3, 17 — баки жидкости; 4, 24 — скрубберы с поперечным устройством кодов; 5 — питательный бак; 6 — колоина с порошковой набивкой; 7, 23 — скрубберы Вентури; 8 — запасной кораб; 9, 16 — холодильники газа; 10 — панель с КИП; 11, 18 — воздушодувки; 12 — склад; 13 — труба для дымовых газов; 14, 19, 20, 27, 28 — жидкостные циркуляционные насосы; 15 — испаритель; 21 — бак для фильтрата; 22 — газовый скруббер; 25 — приемные баки; 29 — баллон с аммиаком.

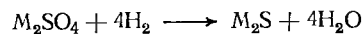
определяется скоростью массопереноса оксида серы. В оросительном скруббере при скорости газа 7,5 м/с эффективность удаления составляет 95%. Реакции, проходящие в скруббере, экзотермичны, и это частично компенсирует потерю тепла в скруббере.

На стадии восстановления используют газогенераторный газ после риформинга (75% H₂, 21% CO₂) при температуре 600 °С. В этих условиях реакции восстановления предшествует реакция диспропорционирования сульфита, т. е.

диспропорционирование:

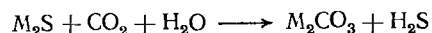


восстановление:



Реакции восстановления протекают медленно, периодический процесс длится от 40 до 60 мин. В настоящее время исследуется более быстрый противоточный процесс.

На стадии регенерации сульфиды реагируют со смесью CO₂ и воды при 425 °С:



Эта реакция протекает быстро. Полученный расплав возвращают в скруббер. Газ, выходящий из реактора регенерации, содержит 30% H₂S и по 35% оксида углерода (II) и воды и может направляться на установку Клауса для получения серы. Из очищаемого газа необходимо удалить летучую золу, поскольку она растворяется в расплаве и превращает его в пастообразную массу, которую невозможно перекачивать. В качестве конструкционных материалов для частей установки, работающих при температурах ниже 485 °С, можно использовать нержавеющую сталь; сплавы на основе никеля или кобальта предпочтительнее для тех частей, где рабочие температуры выше (до 670 °С).

Процесс мокрой очистки газов, детали которого еще недостаточно ясны, испытывался фирмой Велман — Лорд на тепловой электростанции в Гэнноке фирмы Тампа Электрик Ко. [32]. Сообщается, что при очистке удаляется 90% SO₂ и SO₃ и летучая зола, оставшаяся после электрофильтров. После дальнейшей переработки чистый оксид серы (IV) отгоняется в стриппинг-колонне и может быть использован для производства серной кислоты или регенерации серы.

При осуществлении абсорбционной очистки SO₂ возникают две проблемы. Первая из них заключается в том, что объем очищаемых газов очень велик. Так, теплоэлектростанция мощностью 800 МВт производит 2,5 млн. м³/ч газов, которые необходимо очищать. Вторая заключается в том, что газы и жидкости отличаются высокой коррозионной активностью.

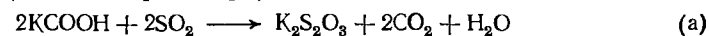
Первые абсорбционные башни, построенные в Баттерси и других местах, были очень большими, их футеровали свинцом и загружа-

ли деревянной насадкой. В последнее время много работ посвящено разработке типов насадок и абсорбционных колонн. Климишек, Скриванек и Беттельхейм [448] испытали специальную проволочную насадку для абсорбции газов растворами аммонийных солей. Новая насадка обладала лучшими характеристиками, чем обычная насадка из колец Рашига. Высота единицы переноса для этой насадки составляла две трети высоты для колец Рашига, кроме того, поверхностная скорость для этой насадки в пять раз больше скорости для обычных насадок. Ее стоимость составляет 30% стоимости обычных насадок.

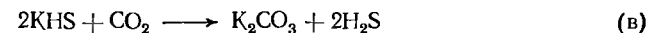
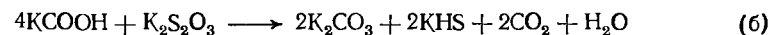
Каскадная абсорбционная колонна турбулентного контакта была использована для работы с растворами карбонатов натрия и кальция [653]. В абсорбере применяется насадка, не допускающая захлебывания; она представляет собой сферы низкой насыпной плотности, размещенные между ограничивающими решетками достаточно далеко друг от друга, что позволяет им двигаться турбулентно и беспорядочно. На такой насадке достигается высокая степень абсорбции при больших скоростях жидкости и газа и небольшом перепаде давления. Применяемое оборудование не забивается и поэтому может быть использовано для очистки запыленных газов или даже в тех случаях, когда в процессе реакции образуются твердые продукты. Исследования, проведенные на опытном четырехступенчатом абсорбере, показали, что эффективность удаления оксида серы (IV) составила 88—96% для карбоната натрия и 78—87% для карбоната кальция.

Мицубиси Хэви Индастриз разработала противоточный скруббер [562], представляющий собой набор горизонтальных V-образных желобов, плотно соединенных в вертикальные ряды, так что газ вынужден проходить через слой жидкости. Эффективность абсорбции SO₂ (содержание в газе 0,11—0,24%) раствором сульфита натрия составляла 90—95% при перепаде давления около 0,7—1,4 кПа. Это немного ниже, чем для скруббера Вентури той же производительности, но больше, чем для обычной решетчатой насадки.

Было найдено, что формиат калия тоже может применяться как абсорбент в виде расплава при 177 °С или в виде водного раствора при 93 °С [956]; средняя эффективность абсорбции оксида серы (IV) при его первоначальном содержании 0,39% составляет 88%. Последовательность реакций, протекающих в процессе очистки: абсорбция (в водном растворе)

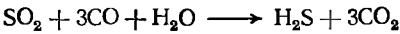


регенерация



Если бы применяли расплав соли, в уравнениях (б) и (в) вместо KHS образовался бы K₂S. Образование KHS объясняется высокой

константой ионизации. Общая реакция, из которой исключены возвращаемые в цикл карбонат и формиат, может быть написана в виде



Сероводород поступает в установку Клауса и рекупируется в виде серы. К скрубберу не предъявляются никакие необычные или специальные требования; предполагают, что для серийного оборудования перепад давления составит 1,8 кПа.

Отработанный раствор, содержащий 20—25% $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 15—20% воды и 55—65% KCOOH , из скруббера передают в отделение регенерации. Регенерация протекает в три стадии: реакция восстановления [уравнение (6)], которая протекает быстро (и экзотермично) при 280°C и давлении 3,5 МПа; стадия стриппинга, где отпариваются H_2S и CO_2 , и стадия синтеза муравьинокислого калия. Восстановление протекает быстро и через 15 мин достигается конверсия 96%.

В настоящее время технология всех стадий разработана в лабораторном масштабе и для периодического процесса; предполагается построить опытную установку в исследовательской лаборатории фирмы Консолидейтед Коул Ко. около Питсбурга (шт. Пенсильвания). Преимуществом предложенной системы является тот факт, что нет необходимости в повторном нагревании отходящих газов и организации склада для образующихся веществ, кроме летучей золы. Кроме того, на всех стадиях процесса можно использовать стандартное оборудование.

Фтор и фтористые соединения (HF , SiF_4). Газообразный фтористый водород (HF), четырехфтористый кремний (SiF_4), а также кремнефтористоводородная кислота (H_2SiF_6) выбрасываются с отходящими газами производства суперфосфатов (после обработки фосфатной руды серной кислотой в камерах-экстракторах), при выплавке алюминия (где в качестве флюса используется плавиковый шпат CaF_2); в электролитическом производстве алюминия (где окись алюминия, или глинозем Al_2O_3 расплавляется в криолите Na_3AlF_6 при 900—1000°C и затем подвергается электролизу) и в печах обжига метафосфата кальция. Подробный обзор, посвященный выбросам фторидов, был опубликован Семром [751].

Как было показано в главе I, присутствие в воздухе фторидов даже в малых концентрациях (около 10^{-6} млн.⁻¹) может представлять опасность для растений, а при несколько более высоких концентрациях они могут привести к хроническому отравлению крупного рогатого скота и овец, поэтому выброс фтористых соединений должен строго контролироваться. Однако благодаря хорошей растворимости фторидов в воде (рис. III-20) промывка газов водой практически всегда достаточна для снижения концентрации фторидов до допустимого предела. Противоточные оросительные башни,

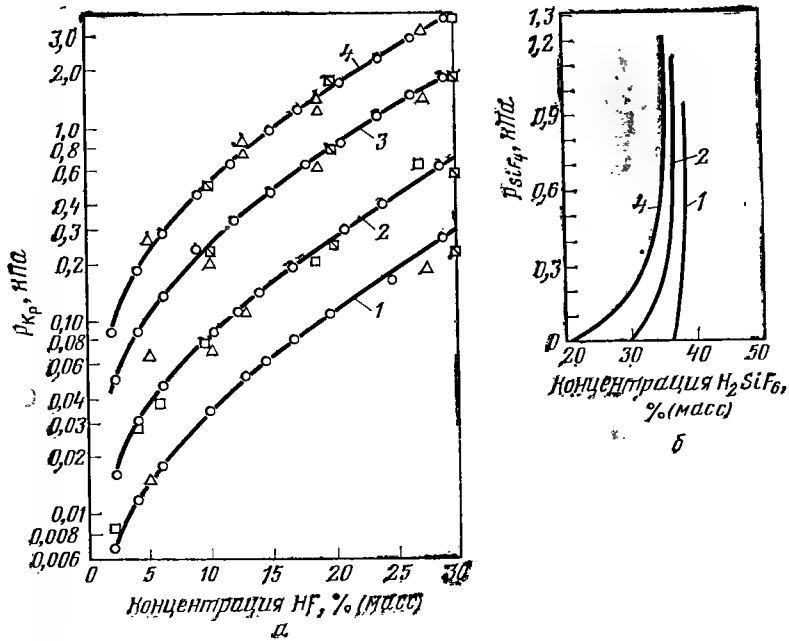


Рис. III-20. Диаграммы равновесия водных растворов фтористоводородной и кремнефтористоводородной кислот [938]:
а — парциальное давление HF над растворами фтористоводородной кислоты [938]; б — парциальное давление SiF_4 над растворами кремнефтористоводородной кислоты: 1 — при 25°C; 2 — при 40°C; 3 — при 60°C; 4 — при 75°C.

оросительные башни со спутным течением, скрубберы Вентури, мокрые фильтры и насадочные башни нашли применение на промышленных и опытных установках для удаления фторсодержащих примесей.

Соотношение Лунде для потребления энергии в зависимости от числа единиц переноса N для оросительных скрубберов и скрубберов Вентури показаны на рис. III-21. Они могут быть пересчитаны на эффективность (см. Приложение). Было найдено, что эффективность одноступенчатого противоточного скруббера для очистки газов агломерационной печи достигает 97% [548]. Другие данные, касающиеся работы этой конкретной установки, приведены ниже:

Высота башни, м	24,2
Диаметр башни, мм	457
Число точек впрыска	6
Расход воды, м³/ч	153
Температура газа, °C	
на входе	300
на выходе	72

Объемная скорость газа, м ³ /ч	
на входе	88 500
на выходе	45 000
фтористого водорода на входе, кг F в час	75
Эффективность улавливания, %	
фтористого водорода	97,6
фторида натрия	96
Объемная скорость пыли фторида натрия, кг/ч	
на входе	6,4
на выходе	0,25
Расход гашеной извести (агент нейтрализации), кг/ч	430

Мокрые фильтры, ячейки которых состоят из грубых и тонких волокон, были испытаны Ферстом с сотр. [260]. Одна из установок, показанная на рис. III-22, состоит из трех секций:

I секция: 20-миллиметровая мокрая ячейка, изготовленная из 255 мкм волокон «Саран» и потребляющая 2,05 м³/ч воды;

II секция: прокладка из стекловолна (волокна диаметром 10 мкм) площадью 500×685 мм и толщиной 50 мм со степенью набивки 7,35 кг/м³ (в расчете на сухую массу);

III секция: одна мокрая ячейка и одна сухая прокладка, расположенные последовательно.

Скорость газового потока 1020 м³/ч, сопротивление прокладки—600—690 Па.

При содержании фтористого водорода 50—200 мг/м³ кумулятивная эффективность ступеней составила 94, 97 и 99,5%. Установка с двумя одинаковыми мокрыми ячейками, но с объемной скоростью газа 184 м³/ч и с меньшим расходом воды 2,1 м³/ч (на одну ячейку) позволила достичь эффективности более 99%.

По сообщению Теллера [852], фирма Веллман—Лорд Инджиниринг Ко. разработала орошаемый противоточный скруббер, в котором секции орошения чередовались с насадочными секциями. Особенно важной является разработка схемы орошения, поскольку

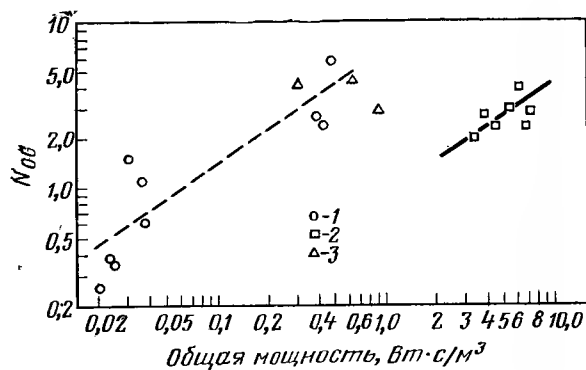


Рис. III-21. Зависимость эффективности скруббера при поглощении HF от мощности (эффективность N дана в единицах переноса) [536]:

1 — оросительные скрубберы для HF; 2 — скрубберы Вентури для HF; 3 — оросительные скрубберы для SiF₄ (пунктирная линия — оросительные скрубберы; сплошная линия — скрубберы Вентури).

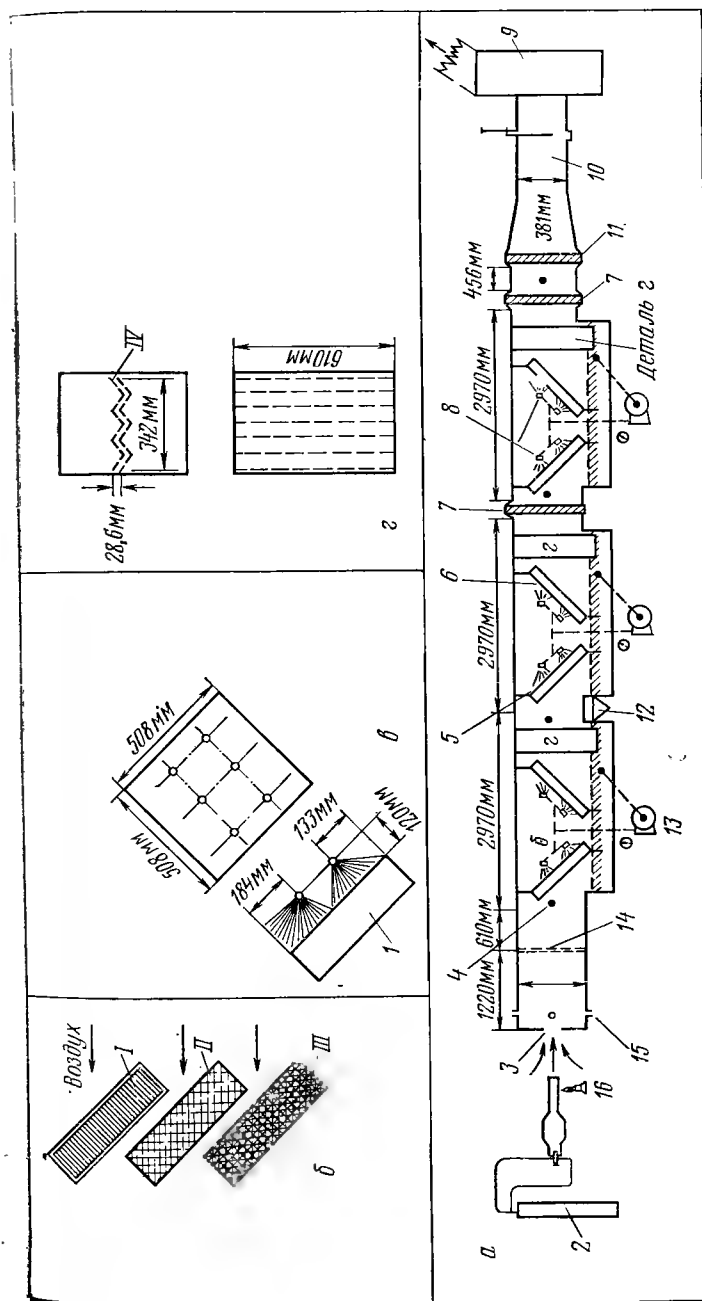


Рис. III-22. Скруббер с ячейкой для очистки газов, содержащих фтор:

а — общая схема установки; б — набивка ячейки (1 — частично ориентированная; 11 — беспорядочная; 111 — случайная); в — устройство разбрызгивающего сопла; 2 — зигзагообразный брызгоотбойник из гофрированных листов 1V; 1 — ячейка; 2 — источник частиц; 3 — отверстие диаметром 203 мм; 4 — пробоотборник; 5 — противоточная мокрая ячейка; 6 — пробоотборник; 7 — сухая прокладка; 8 — разбрызгивающие сопла; 9 — вентилятор; 10 — разрывной диск; 11 — фильтр; 12 — манометр; 13 — датчик к манометру; 14 — диффузионная решетка; 15 — пьезоэлектрический датчик к манометру; 16 — нагревательный элемент.

ку возможность обхода не допускается. После каждого набора орошающих форсунок газы проходят сквозь орошаемые перегородки, где удаляются грубые частицы, уменьшая тем самым забивание насадочных секций. Это особенно важно, так как вследствие абсорбции SiF_4 образуются твердые пробки. Вследствие этого предпочтительно отдавать противоточным скрубберам, а не прямоточным. Расход на орошение составляет $50\,000\text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ при расходе газа $100\,000\text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ для насадочной колонны с насадкой типа Теллеретт. Теллер сообщает также о комбинированных установках типа скруббер Вентури — циклон (см. рис. IX-23).

Скруббер с плавающей насадкой (с. 411), представляющей собой легкие литые пластмассовые шарики, был успешно применен для очистки загрязненных фтором отходящих газов электролиза глинозема [437]. Было найдено, что эффективность удаления фтора составила 95% при условии, что слой насадки, состоящий из полых полиэтиленовых шариков, имел высоту 0,3 м, поверхностная скорость составила 2,52 м/с и перепад давления 870—1000 Па.

Если в отходящих газах присутствует газообразный фтор, использовать воду не следует, поскольку фтор не всегда реагирует с водой, а также в связи с образованием на некоторых установках взрывоопасных смесей. В этом случае подходящим абсорбентом является 5—10%-ный раствор едкого натра. Технологическая схема промышленной установки для удаления фтора и фтористого водорода приведена на рис. III-23 [485].

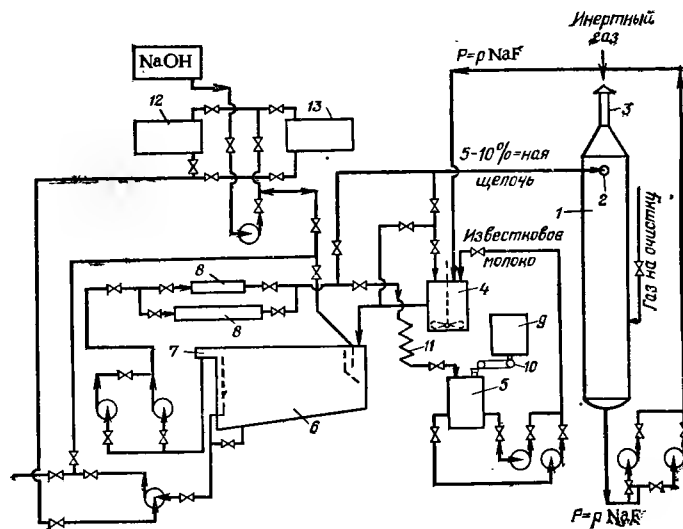


Рис. III-23. Технологическая схема очистки отходящих газов, содержащих фтор и фтористый водород:

1 — абсорбционная башня; 2 — сопло; 3 — газосод; 4 — регенерационный танк; 5 — гаситель извести; 6 — танк-отстойник; 7 — переливное устройство; 8 — теплообменники; 9 — бункер извести; 10 — ленточный транспортер; 11 — холодильники; 12 — хранилище; 13 — танк декантации.

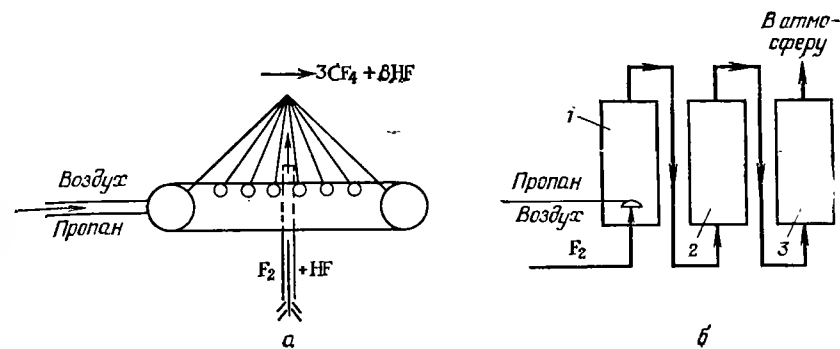


Рис. III-24. Сжигание фтора и фтористого углерода и абсорбция образующихся газов [871]:

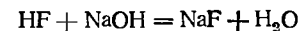
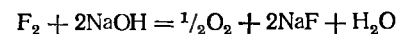
а — кольцевая горелка; б — схема абсорбции; 1 — горелка; 2 — водяной скруббер; 3 — щелочной скруббер.

Загрязненные фтором газы поступают в насадочную абсорбционную башню 1 через сопло. Башня орошается противотоком 5—10%-ным раствором щелочи, который подается в башню через сопло 2. Через газосод 3 продувается инертный газ. Отработанная жидкость, содержащая фторид натрия, постоянно удаляется из башни и поступает в регенерационный танк 4, куда из гасителя 5 подается известковое молоко. В регенерационном танке 4 образовавшийся фторид натрия превращается во фторид кальция при взаимодействии с $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в условиях тщательного перемешивания. Смесь проходит к танку-отстойнику 6, где осаждаются фторид кальция и избыток извести. Прозрачный регенерированный раствор протекает через переливное устройство 7 и вновь поступает в башню 1. Чтобы поддерживать определенный температурный режим в башне, эта жидкость проходит через систему теплообменников 8, регулирующую автоматически. При этом температура жидкости поддерживается в пределах 37,8—65,6 °С.

Известковое молоко готовят путем добавления извести (гашеной или негашеной) из бункера 9 в бак 5 с помощью ленточного транспортера 10. Для гашения извести и образования суспензии используют часть свежего питательного раствора. Исходный 50%-ный раствор едкого натра откачивается из цистерны по трубопроводу в хранилище 12; сюда же добавляют воду для получения 25%-ного раствора. Раствор щелочи по мере необходимости может отбираться из бака 12 и прокачиваться к отстойнику 6.

Когда в отстойнике набирается достаточное количество шлама, прозрачная жидкость декантируется через отводную трубу и перекачивается к танку декантации 13. К твердым отходам в отстойнике добавляют достаточное количество воды и в виде пульпы перекачивают в отвал.

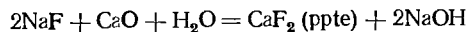
Раствор щелочи пропускают через насадочную башню при 38—65 °С. Следует избегать применения растворов концентрацией менее 2%, поскольку при этом образуется чрезвычайно ядовитый оксид фтора (F_2O). Это соединение образуется и в том случае, если время контакта газа со щелочью составляет около 1 с, поэтому рекомендуется продолжительность контакта около 1 мин, в течение которого фтор и фтористый водород реагируют со щелочью с образованием фторида натрия:



Парциальное давление хлористого водорода над водой

Концентрация HCl, части на 100 част. H ₂ O	p _{HCl} , кПа при температуре				
	10 °C	30 °C	50 °C	80 °C	110 °C
78,6	114	—	—	—	—
66,7	31,0	83,4	—	—	—
56,3	7,67	25,0	71,2	—	—
47,0	1,57	5,92	18,7	82,9	—
38,9	0,30	1,32	4,75	25,0	101
31,6	0,057	0,289	1,18	7,25	33,6
25,0	0,011	0,064	0,294	2,07	11,0
19,05	0,0021	0,014	0,073	0,620	3,72
13,64	0,00041	0,0031	0,018	0,178	1,24
8,70	0,000078	0,00068	0,0046	0,052	0,41
4,17	0,0000091	0,00010	0,00085	0,013	0,12
2,04	0,0000015	0,00002	0,00019	0,0033	0,037

Затем фторид натрия взаимодействует с известью с регенерацией щелочи:



Необходимость этой стадии регенерации обусловлена тем, что NaF обладает ограниченной растворимостью в щелочных растворах. Его присутствие приводит к образованию пробок и эрозии оборудования, кроме того, он токсичен и не может быть выведен из системы со сточными водами без дальнейшей обработки. Предлагаемый процесс очистки может применяться тогда, когда фтор и фтористый водород присутствуют в отходящих газах производства фторуглеродов перед их дальнейшей обработкой.

Другим методом удаления фтора, присутствующего в отходящих технологических газах, является его сжигание с углеводородами либо с водородом для получения фтористого водорода, который затем может абсорбироваться водой. Схема очистки, включающая специальную горелку для сжигания фтора и систему скрубберов, представлена на рис. III-24 [871].

Значительную проблему представляет выбор конструкционных материалов в случае очистки газов от фтора, фтористого водорода и других фторсодержащих соединений. Абсорбционные башни изготавливают либо из дерева с деревянной обрешеткой, либо из листовых пластмасс. Удовлетворительным облицовочным материалом являются графитовые кирпичи при очистке газов, содержащих элементарный фтор. Можно использовать никель и его сплавы, так как образующаяся пленка фторида никеля защищает металл от дальнейшей коррозии. При взаимодействии со сталью образующийся фторид железа представляет собой порошок с плохой адгезией, поэтому стали не применяют тогда, когда возможен контакт с этими газами, особенно при повышенных температурах.

Хлор и хлориды. Абсорбция газообразного хлористого водорода водой, в которой он очень хорошо растворяется, является обычной стадией производства соляной кислоты. Хлориды присутствуют в отходящих газах выплавки алюминия из лома, где соль (NaCl) входит в состав флюса. Абсорбция элементарного хлора является одной из основных стадий очистки этого газа перед его дальнейшим использованием.

Абсорбция паров соляной кислоты происходит с выделением большого количества тепла, поэтому необходимо предусматривать охлаждение. Процесс обычно проводят в две стадии [184]: на первой стадии газы проходят графитовый абсорбер-теплообменник, а затем насадочную башню с керамической насадкой для удаления последних следов кислых газов. Данные по равновесию системы приведены в табл. III-2.

Кемпнер, Зайлер и Боуман [434] провели испытание ряда промышленных скрубберов, в которых подвергали обработке 4250 м³/ч газов, содержащих 20 мг/м³ газообразного HCl. Многие из этих установок показали высокую эффективность, близкую к 100%, при расходе воды около 0,26 кг/м³.

Одной из таких установок был скруббер с увеличенной поверхностью — модифицированная двухступенчатая тарельчатая колонна. Вертикальная основа скруббера из стеклопластика сечением 510×790 мм состояла из двух секций; каждая из них включала распределительную тарелку, реакционную прокладку из нейлонового волокна толщиной 50 мм с облицовкой из каучука и наклонный туманоуловитель из такого же волокна толщиной 50 мм, расположенный над реакционной прокладкой в форме перевернутой V.

В условиях испытания эффективность такой двухсекционной установки достигла 99,25% при полном расходе воды 0,07 кг/м³. Эффективность одной секции составила 95%. Другой установкой, отличающейся высокой эффективностью, оказалась вертикальная башня из стеклопластика (внутренний диаметр 760 мм) с 50-миллиметровой седлообразной насадкой из полипропилена марки Инталокс; высота насадки — 1170 мм. Питатель елочного типа с 40 мелкими отверстиями обеспечивал равномерное распределение под поверхностью насадки, что позволило верхним секциям работать в режиме брызгоуловителя. По спецификации изготовителя расход воды около 2 кг/м³ обеспечивает практически 100%-ную эффективность, тогда как при расходе 0,3 кг/м³ воды эффективность составляет порядка 98,8% при перепаде давления 1,04 Па.

Эффективность горизонтального скруббера, состоящего из оросительной и насадочной секций, при расходе 1—2 кг/м³ составляет 96%, а эффективность тарельчатой колонны с клапанными тарелками при расходе 0,5 кг/м³ составляет 97,8%. Лишь в скруббере с пульверизационным орошением достигалась эффективность 57% при рекомендуемом изготовителем расходе воды 0,1 кг/м³, поэтому применение такой установки для очистки газов от хлоридов не рекомендуется.

Хлориды, встречающиеся в отходящих газах обжига и других технологических процессов, обычно представляют собой не газообразные продукты, а очень мелкие кристаллы, которые не могут быть удалены промывкой в скрубберах, осаждением или фильтрацией газов (в зависимости от условий).

Сам хлор может быть уловлен при промывке газов водой. Протекающие при этом реакции довольно сложны и детально обсуждены в литературе [768].

Как и при удалении фторидов, основной проблемой является выбор конструктивных материалов. Углеродистые и нержавеющие стали не удовлетворяют требованиям, однако при низких температурах могут применяться гуммированные и футерованные башни с керамической насадкой. Можно также использовать сплавы на основе никеля, титана и серебра.

Сероводород. Природный и нефтяной газы, каменноугольный газ, широко используемые в промышленности и для бытового отопления, в качестве примеси содержат сероводород. В зависимости от источника получения газы могут также содержать в меньших концентрациях сероуглерод (CS_2), сероокись углерода, или карбонилсульфид (COS), тиофен (C_4H_4S) и меркаптаны (RSH), пиридиновые основания, цианистый водород, оксид углерода (II) и аммиак. Сероводород содержится также в отходящих газах, образующихся при выпарке целлюлозных шелоков и в результате процессов обжига. Технологические и топочные газы, содержащие сероводород, коррозионно-активны при охлаждении ниже точки росы, обладают неприятным запахом, весьма нежелательны при производстве и термической обработке сталей и создают ряд других проблем. Поэтому сероводород и некоторые другие соединения необходимо удалять из этих газов. Некоторые муниципальные власти ограничивают содержание сероводорода в бытовом газе до $0,0115 \text{ г/м}^3$, хотя часто допускается концентрация $0,35—0,70 \text{ г/м}^3$. Для металлургических процессов обычно разрешают еще более высокие концентрации — до $1,15 \text{ г/м}^3$ [310].

В связи с экономической важностью проблемы удаления сероводорода было разработано большое число различных технологических процессов. Поскольку эти процессы были подробно описаны Колем и Ризенфельдом [455], ниже они будут рассмотрены очень кратко.

Наиболее распространенным процессом очистки (или демеркаптанизации, как иногда называют эту операцию) природного и нефтезаводского газов, содержащих небольшое количество сероуглерода и карбонилсульфида и не содержащих аммиака, является очистка этаноламином, или процесс Джирбатол (по названию фирмы — Джирдлер Корпорейшен).

Сероводород и оксид углерода (II), присутствующие в газовой смеси, абсорбируются в барботажной колонне водным раствором этаноламина при низких температурах. Образующийся комплекс поступает в стриппинг-колонну, где при нагревании происходит ре-

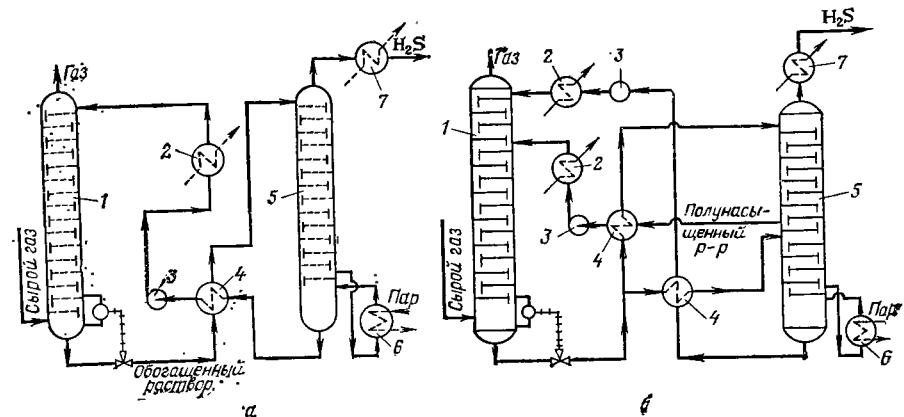


Рис. III-25. Процесс «Джирбатол» [455]:

а — основная технологическая схема; б — модифицированный процесс «Джирбатол» с разогревающими потоками для снижения потребления пара; 1 — абсорбер; 2 — холодильник раствора; 3 — насос; 4, 6 — теплообменники; 5 — регенератор; 7 — холодильник кислых газов.

генерация кислых газов, а раствор этаноламина возвращается в абсорбер (рис. III-25, а).

Вначале для этой цели был использован триэтанолламин (ТЭА). Впоследствии было найдено, что для абсорбции сероводорода и CO_2 с большим успехом может применяться 15—20%-ный водный раствор моноэтаноламина (МЭА), поскольку он отличается повышенной поглотительной способностью на единицу массы растворителя, большей реакционной способностью и легко регенерируется.

Недостатками МЭА является тот факт, что он образует с сероокисью углерода устойчивое при высоких температурах соединение — диэтилкарбамид $[CO(NHCH_2CH_2)_2]$, что ведет к потерям амина, а также то, что давление его паров относительно высоко, поэтому после стриппинга необходимо промывать кислые газы для удаления захваченных паров МЭА. Моноэтаноламин обычно используется для удаления серосодержащих примесей из природного газа, тогда как диэтанолламин (ДЭА), не образующий диэтилкарбамида, применяется для очистки нефтезаводского газа, содержащего некоторое количество карбонилсульфида. Диэтанолламин менее летуч, поэтому его потери невелики. Находит применение и дипропаноламин.

При обработке природного газа моноэтаноламином концентрация сероводорода снижается до $0,00575 \text{ г/м}^3$, что удовлетворяет даже наиболее жестким требованиям, предъявляемым к городскому газу. Для селективной абсорбции сероводорода в присутствии CO_2 используют триэтанолламин или метилдиэтанолламин (МДЭА) в виде 30%-ного водного раствора.

Для извлечения сероводорода из природных газов некоторых месторождений, где он содержится в больших количествах (например, в Лаке), применяется процесс, разработанный фирмой Сосьетэ Насьональ де Петроль д'Акитэн. Он подобен процессу «Джирботол», но в нем используется диэтаноламин (SNPA — DEA) [906]. Хотя технологические стадии аналогичны процессу «Джирботол», используются более концентрированные растворы амина и повышенные давления. Это позволяет уменьшить габариты установки, снизить капиталовложения и дает возможность одновременно извлекать карбонилсульфид, который затем регенерируют и удаляют с газами стриппинга. При этом ДЭА не разлагается. Содержание сероводорода в очищенном газе — менее 2 млн⁻¹.

Если необходим сухой сероводород, то вместо воды при промывке газа для рекуперации летучего амина используют диэтиленгликоль (иногда триэтиленгликоль).

Вследствие широкого распространения этих процессов и большой мощности установок экономически выгодно снизить потребление пара для стриппинга и улучшить процесс рекуперации тепла. Это достигается введением различных модификаций в схему. Так, например, первичную абсорбцию проводят в теплообменнике методом расщепляющегося потока, когда только часть раствора подвергается стриппингу. Это приводит к уменьшению количества пара, проходящего через стриппинг-колонну (рис. III-25, б).

Каменноугольный газ, получаемый в вертикальных ретортах с целью производства газа либо в горизонтальных ретортах, используемых для производства металлургического кокса, содержит гораздо больше примесей, чем природный или нефтеперегонный газ [655]:

Примеси	Содержание, % (об.)	Примеси	Содержание, % (об.)
Сероводород . . .	0,3—3,0	Тиофен (C ₄ H ₄ S) . .	0,010
Сероуглерод . . .	0,007—0,07	Карбонилсульфид . .	0,009
Меркаптаны (RSH)	0,003	Цианистый водород	0,10—0,25

Кроме того, газы содержат около 1% аммиака и 1,5—2% оксида углерода (IV). Присутствие аммиака заставляет предполагать, что при абсорбции образуется щелочной раствор. Абсорбция аммиака определяется газовой фазой и протекает очень быстро, абсорбция сероводорода в водных растворах аммиака тоже определяется газовой фазой, хотя проходит не так быстро, как абсорбция аммиака, тогда как абсорбция CO₂ в воде или слабощелочных растворах определяется жидкой фазой. Эти особенности и определяют процесс селективной абсорбции двух основных примесей аммиака и сероводорода, а также таких примесей, как карбонилсульфид и цианистый водород. Однако с помощью селективной абсорбции можно удалить лишь около 90% сероводорода, поэтому необходима вторая стадия конечной очистки. Возможно, ее следует сочетать с адсорбционной очисткой на сухом оксиде железа (II).

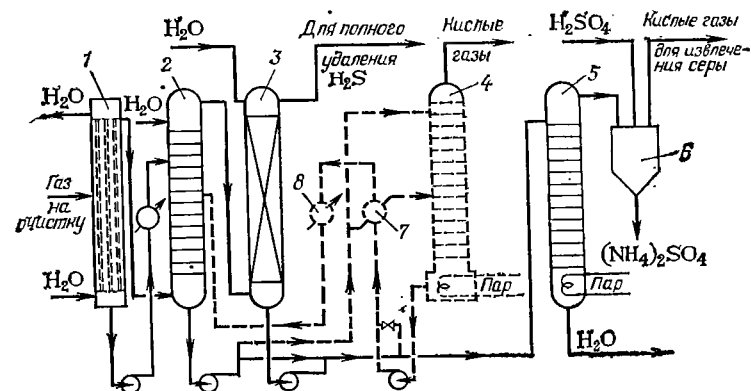
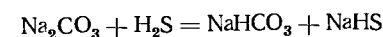


Рис. III-26. Технологическая схема процесса селективного извлечения H₂S и аммиака без рецикла раствора (сплошные линии) и с частичным рециклом раствора (пунктирные линии) и рекуперацией сульфата аммония [455]: 1 — газовый холодильник; 2 — колонна селективной абсорбции H₂S; 4 — стриппинг-колонна кислых газов; 5 — колонна дистилляции NH₃; 6 — сатуратор; 7 — теплообменник раствора; 8 — холодильник раствора.

В обычных условиях абсорбцией полученным раствором аммиака удаляют не более 30—50% H₂S, поэтому необходимо направить на стриппинг часть кислого газа и возвратить в рецикл водный аммиак. Процессы селективного извлечения сероводорода и аммиака представлены на рис. III-26. Конечным продуктом являются сульфат аммония и газообразный сероводород, который может быть конвертирован в серную кислоту для получения сульфата аммония или в элементарную серу.

Существует несколько вариантов этого процесса. Например, можно, используя концентрированные растворы аммиака, абсорбировать сероводород на первой стадии и затем подать аммиак во вторую абсорберу (процесс Коллина). Кислый газ затем отпаривается от концентрированного аммиачного раствора (рис. III-27). Детали процесса описаны в работе [455].

В ряде процессов, разработанных фирмой Копперз Ко. Инк. для абсорбции сероводорода используют 3—3,5%-ный водный раствор карбоната натрия. Эти процессы основаны на реакции:



В первом из таких процессов — «Сибард» для отпаривания сероводорода используют воздух. При этом сероводород не рекуперирован, и некоторое количество сульфида натрия окисляется до тиосульфата. Это приводит к понижению концентрации абсорбирующей жидкости, поэтому ее следует время от времени заменять свежей.

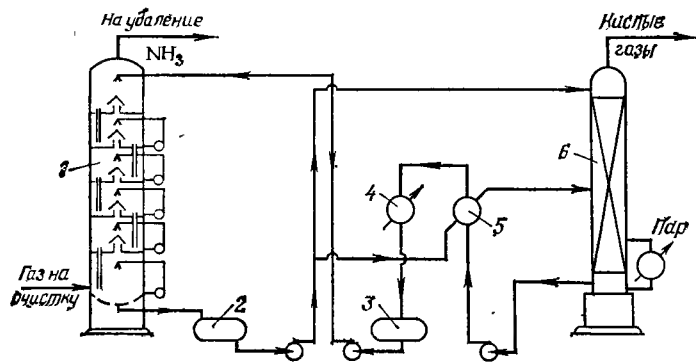
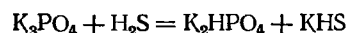


Рис. III-27. Процесс Коллина (селективная абсорбция H_2S с полным рециклом жидкости) [455]:

1 — колонна селективной абсорбции H_2S ; 2 — продувочный танк; 3 — сборник; 4 — холодильник; 5 — теплообменник раствора; 6 — стриппинг-колонна кислых газов.

Более современной разработкой таких процессов является процесс «Вакуум Карбонат», где стриппинг сероводорода проводят при пониженном давлении (15,6 кПа). Это снижает расход пара, необходимого для стриппинга (так как уменьшается масса абсорбента, необходимого для удаления сероводорода), значительно уменьшаются теплотраты (поскольку стриппинг проводят почти при той же температуре, что и абсорбцию), а также позволяет использовать пар низкого давления на стадии реактивации. Технологическая схема такого процесса представлена на рис. III-28.

Альтернативным вариантом процесса «Джирботол» является процесс, разработанный фирмой Шелл, в котором вместо этаноламинов в качестве абсорбента применяется фосфат калия (K_3PO_4)



К преимуществам процесса относится устойчивость фосфата по сравнению с этаноламинами, селективность процесса по отношению к сероводороду в присутствии SO_2 , а также возможность применения для стриппинга сероводорода острого пара, хотя при этом общий расход пара несколько возрастает.

В процессе «Алкасид», широко распространенном в Германии до 1939 г., использовали неорганическую щелочь в сочетании со слабой нелетучей органической кислотой. В зависимости от области применения использовали три раствора — М, Дик и S.

Раствор М, содержащий натриевую соль аланина, применяется для удаления сероводорода, CO_2 или для обоих; Дик, содержащий калиевую соль диметилглицерина, используется для удаления сероводорода в присутствии CO_2 , тогда как раствор S, содержащий фенолят натрия, может применяться в тех случаях, когда газы содержат цианистый водород, аммиак, сероводород, меркаптаны и смолу. Два первых реагента — М и Дик — очень коррозионо-активны; в

то же время фирма Копперз Корп., разработавшая подобный процесс на основе фенолята натрия, столкнулась со значительными эксплуатационными затруднениями.

Вода тоже может быть использована для абсорбции сероводорода, однако степень абсорбции такова, что размеры установки, необходимой для эффективной абсорбции, будут настолько велики, что этот процесс станет неэкономичным.

В вышеописанных процессах в результате регенерации абсорбирующего раствора появляется свободный сероводород, который можно окислить с получением элементарной серы. Этот процесс особенно важен в случае очистки коксового газа, когда для осаждения сульфита аммония необходима серная кислота. Эту кислоту обычно привозят с другого предприятия.

В наиболее значительных процессах этой группы в качестве окислителя используют кислород воздуха в присутствии таких катализаторов, как оксид железа (II) (процессы «Феррокс», «Глууд и Манчестер»), сульфат никеля (процесс «Никель»), тиоарсенат натрия (процесс «Тиолокс»), цианид железа (процессы «Фишера» и «Стаатстинен — Отто») или органический катализатор окисления (процесс «Перокс»).

Разработан ряд процессов на основе оксида железа «Феррокс» (фирма Копперс Ко., США), «Глууд» (фирма Манчестер Корп.), «Газ Депармент» (Англия). Все они принципиально одинаковы, во

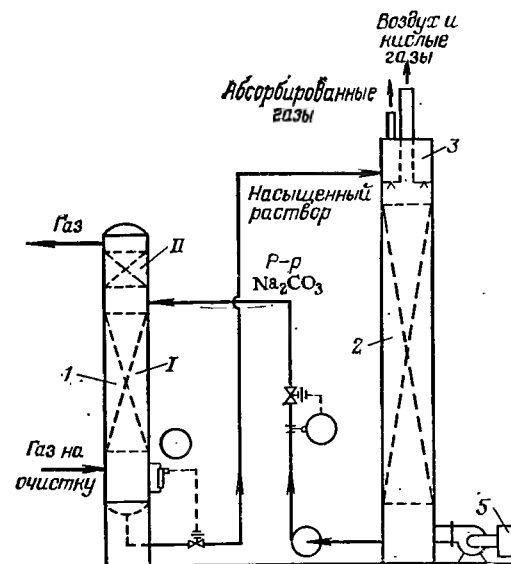


Рис. III-28. Процесс «Сиборд» (рекуперация H_2S абсорбцией разбавленным раствором карбоната натрия и регенерация воздухом) [455]:

1 — абсорбер (I — зона абсорбции; II — секция отбивки); 2 — активатор; 3 — вентиляционный танк; 4 — воздуходувка; 5 — подогрев воздуха.

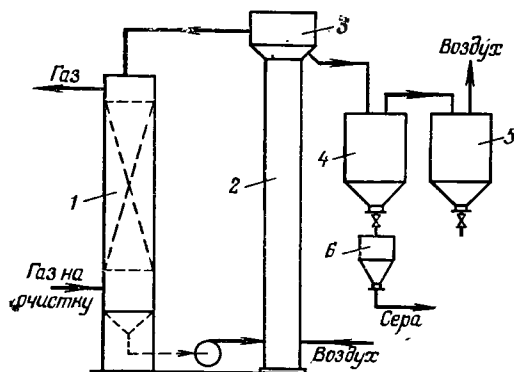


Рис. III-29. Процесс Глууд (абсорбция H_2S разбавленным раствором карбоната аммония с последующим окислением до элементарной серы в присутствии оксида железа как катализатора) [455]:

1 — абсорбер; 2 — колонна окисления; 3 — сепаратор; 4 — емкость для серы; 5 — промывочная емкость; 6 — центрифуга.

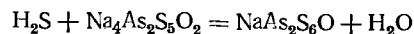
всех используется раствор карбоната натрия или 3%-ного карбоната аммония для абсорбции сероводорода. В растворе присутствует примерно 0,5% оксида железа (II), которое служит катализатором окисления сероводорода на стадии регенерации.

Регенерация проходит (процесс «Феррокс») в очень неглубоком резервуаре, где через раствор барботируют мелкие пузырьки воздуха. В процессах «Глууд» и «Манчестер» используют очень высокие (20—30 м) аэрационные башни. Сера в момент образования прилипает к поднимающимся пузырькам воздуха, ее извлекают в виде пены:

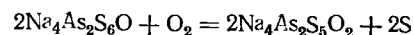
Существенное различие между процессами «Феррокс», «Глууд» и «Манчестер» состоит в том, что в первых двух происходит одностадийный контакт, в то время как в процессе «Манчестер» используется многократное промывание газа свежим раствором в нескольких отдельных отстойниках для обеспечения полноты реакции. Вместе с серой в пене собирается значительное количество оксида железа, что приводит к потере реагента и значительно ухудшает качество продукта. Технологическая схема процесса «Глууд» приведена на рис. III-29.

В процессе «Тилокс» в качестве и абсорбента, и регенерирующего раствора применяется тиаарсенат натрия. Выход серы в этом случае больше, а потери реагента меньше, чем в случае применения FeO . Процесс описывается следующими реакциями

абсорбция:



регенерация:



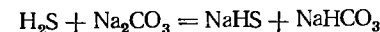
Требования к технологическому оборудованию таковы же, как и для процессов с оксидом железа (рис. III-30).

В современном процессе «Джаммарко — Ветрокок» [269] для очистки газа тоже применяют раствор, содержащий комплексное соединение мышьяка; сероводород реагирует с арсенитом, причем образуется тиаарсенит, который затем вступает в реакцию с моно-

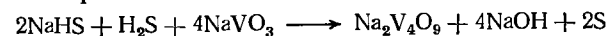
тиоарсенатом. При подкислении раствора оксидом углерода (IV) под давлением это соединение разлагается на элементарную серу и арсенит. Сера отфильтровывают, а арсенит частично окисляют до арсената кислородом воздуха и возвращают в цикл. По этой технологии очищенный газ содержит менее 1 млн^{-1} сероводорода; кроме того, здесь отсутствуют побочные реакции, присущие процессу «Тилокс».

Процесс «Стретфорд» [28, 600, 601] нашел широкое применение со времени успешных экспериментов на пилотной установке в 1959 г. Достоинством процесса является возможность исключить очень токсичные арсениты и уменьшить содержание сероводорода в широком диапазоне первоначальных концентраций (от 100 до $10\,000 \text{ млн}^{-1}$) до конечной концентрации 1 млн^{-1} в отходящих газах. Построенные установки имели мощность $60\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$. В процессе «Стретфорд» сероводород абсорбируется щелочным раствором ($pH=8,5-9,5$), содержащим кроме карбоната натрия эквимолекулярные количества ванадата натрий-аммоний и антрахинон-2,6 и 2,7-дисульфоната (ADA) [на первых установках применяли метаванадат вместо ванадата аммония]. Кроме того, к раствору добавляется соль Рошеля (натрий-калиевая соль винной кислоты), чтобы ванадат не выпадал в осадок.

Суммарные реакции можно записать в следующем виде: абсорбция:



получение серы:



рекуперация ванадата с помощью ADA:

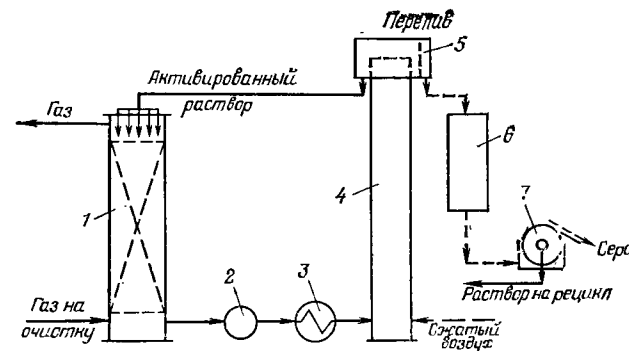
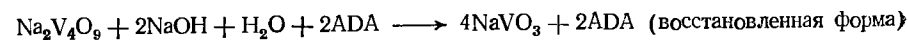
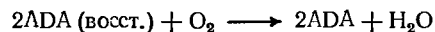


Рис. III-30. Процесс Тилокс (абсорбция H_2S тиаарсенатом натрия с последующим окислением образующегося комплекса $Na_4As_2S_6O$ на воздухе) [677]:

1 — абсорбер; 2 — насос для раствора; 3 — теплообменник; 4 — колонна окисления; 5 — сепаратор серы; 6 — емкость для шлама серы; 7 — непрерывный фильтр.

окисление ADA кислородом воздуха:



Технологическое оформление процесса «Стретфорд» несложно: установка состоит из абсорбционной колонны с обычной насадкой, отстойника и аппаратуры для экстракции серы. Процесс испытан при давлении свыше 50 МПа [717], поэтому он может применяться для удаления сероводорода и гидродесульфуризации или газификации под давлением без понижения давления в трубопроводе.

Сера, получаемая по этой технологии, является продуктом относительно высокого качества. Некоторые примеси могут быть удалены при промывании водой, но для этого требуются значительные количества воды.

Процессы с использованием ферроцианидных комплексов химически очень сложны. Поскольку эти процессы не нашли широкого применения, они не будут рассматриваться в этой книге. В настоящее время вновь возник интерес к процессу «Перокс» (особенно в ФРГ) с целью создания крупных установок, однако принципиально он ничем не отличается от других окислительных процессов, рассмотренных ранее.

При выборе метода удаления сероводорода из технологических или отходящих газов прежде всего необходимо учитывать исходную концентрацию и требуемую степень очистки, наличие других примесей, а также решить вопрос — следует ли одновременно удалять оксид углерода (IV). Стоимость электроэнергии и пара, реагентов, а также капиталовложения, которые зависят от сложности установки и применения особых конструкционных материалов — все эти вопросы необходимо учитывать при выборе самого экономически выгодного процесса.

Аммиак, амины и пиридиновые основания. При коксовании угля азот частично (50—80%) образует основные соединения. Так, типичное распределение таких соединений в сыром городском газе составляет (в %) 1,1 NH_3 , 0,1—0,25 HCN , 0,004 пиридиновых оснований, следы оксида азота (II), а также около 1% несвязанного азота. Как и соединения серы (с. 144), присутствующие в газе соединения азота токсичны и коррозионно-активны, поэтому были предприняты попытки разработать процессы одновременного удаления сероводорода и аммиака с рекуперацией сульфата аммония и элементарной серы. Коль и Ризенфельд [455] подчеркивают, что некоторые из таких процессов нашли лишь ограниченное применение в промышленности.

Аммиак очень хорошо растворим в воде и в сильных кислотах, с которыми он реагирует с образованием солей аммония. Вследствие этого изотермы абсорбции не подчиняются закону Генри и для расчетов следует пользоваться экспериментальными данными, опубликованными в литературе [768].

Растворимость аммиака в воде быстро уменьшается с температурой, поэтому обычно используют двухстадийную систему его извлечения. На первой стадии газы охлаждают до 30—50°C в кожухотрубчатом теплообменнике (косвенное охлаждение) либо в оросительном холодильнике, который представляет собой насадочную колонну, заполненную деревянными решетками; в нее впрыскивается разбавленная аммиачная вода.

Образующаяся аммиачная вода может содержать некоторое количество смол, которые отделяются. Затем аммиачную воду охлаждают и далее направляют для охлаждения газов в аммиачном промывном аппарате. Окончательная промывка осуществляется водой. На типичном газовом заводе на каждые 1000 кг кокса получают около 0,14 м³ концентрированного раствора аммиака.

Аммиачный промывной аппарат обычно представляет собой скруббер с насадкой из дерева, металла, керамики или волокон.

Более современная установка для удаления аммиака была описана Нордом [605] (рис. III-31). Она представляет собой одноступенчатый абсорбер и кристаллизатор. Газы отходят в цилиндрическую емкость с коническим дном, куда впрыскивается серная кислота. Сульфат аммония кристаллизуется в конической части емкости.

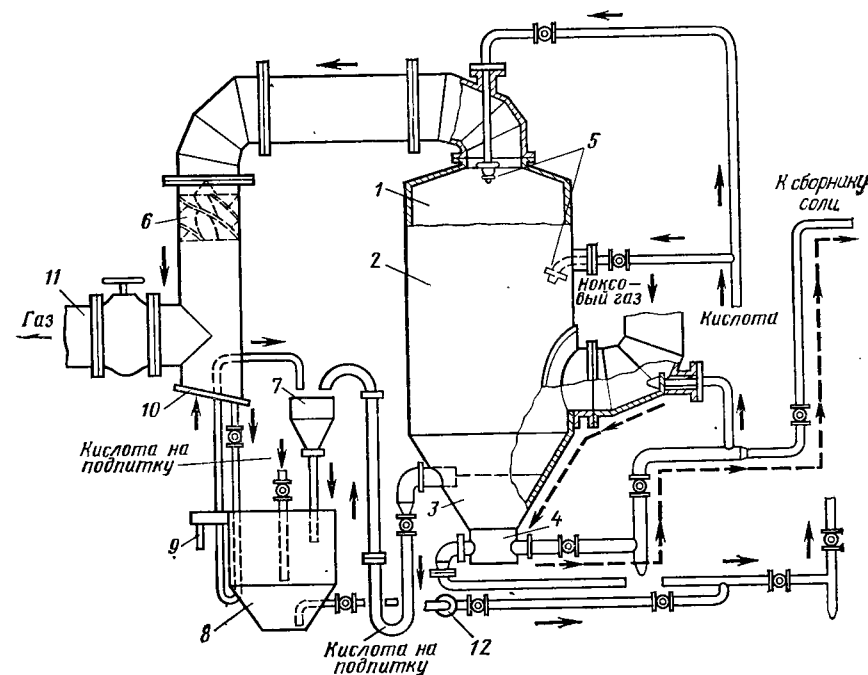


Рис. III-31. Установка для извлечения аммиака из коксового газа [605]: 1 — емкость (реактор); 2 — скруббер; 3 — кристаллизатор; 4 — сборник; 5 — сопла для впрыска серной кислоты; 6 — поглотитель кислоты; 7 — кислотоприемник; 8 — сборник дегтя; 9 — штуцер слива каменноугольного дегтя; 10 — сборник кислоты; 11 — магистральный газопровод; 12 — насос рециркуляции кислоты.

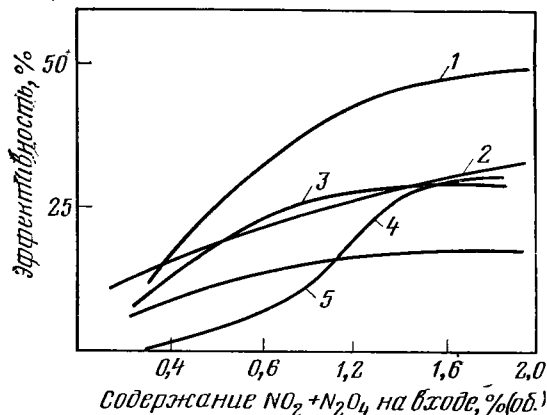


Рис. III-32. Эффективность абсорбции оксидов азота водой и адсорбции их на силикагеле:

1 — барботер с фриттированной перемычкой; 2 — адсорбер с силикагелем; 3 — колпачковая колонна; 4 — насадочная башня; 5 — оросительная башня.

сти, в то время как газы собираются в центробежном коллекторе и поступают в рецикл.

Более сложные соединения азота основного характера, не совсем точно называемые пиридиновыми основаниями (пиридин, пиколлин, коллидин, анилин и хиолин), удаляются из газового потока горения и содержатся в коксовом газе; NO , NO_2 и туман азотной кислоты — при производстве азотной кислоты. Оксид азота (NO) является крайне нежелательной примесью в коксовом газе, поскольку он образует смолы при взаимодействии с диолефинами, присутствующими в газе. Это может привести к образованию пробок и последующему взрыву.

Оксиды азота. Известны шесть стабильных оксидов азота (N_2O , NO , NO_2 , N_2O_3 , N_2O_4 и N_2O_5) и один нестабильный оксид (NO_3). Некоторые из них, в частности NO и NO_2 , образуются в процессе горения и содержатся в коксовом газе; NO , NO_2 и туман азотной кислоты — при производстве азотной кислоты. Оксид азота (NO) является крайне нежелательной примесью в коксовом газе, поскольку он образует смолы при взаимодействии с диолефинами, присутствующими в газе. Это может привести к образованию пробок и последующему взрыву.

Образование оксидов азота NO и NO_2 при горении сложно по своей природе и не будет обсуждаться. Именно присутствием NO_2 объясняется коричневатая окраска лос-анджелосского смога.

Диоксид азота образуется также при травлении металлов в гальванических цехах и в других промышленных процессах. Применяются различные процессы промывки промышленных и отходящих газов, содержащих оксиды азота в небольших концентрациях, но лишь с ограниченным успехом.

Петерс [635] изучал абсорбцию NO_2 , находящейся в равновесии с N_2O_4 , водой в различных одноступенчатых абсорберах: оросительной башне, насадочной колонне и барботере с фриттированной мембраной. Результаты исследования приведены на рис. III-32 и в табл. III-3.

Из этих данных видно, что в случае одноступенчатого абсорбера (50%) лучшие результаты были достигнуты в барботере с мембраной из стеклоткани, однако перепад давления в нем очень высок, что экономически неоправдано (5—8 кПа). Гораздо меньшая эф-

Условия удаления NO_2 из смеси воздух — NO_2 при 25 °C (для значений, приведенных на рис. III-32)

Оборудование	Скорость, м ³ /ч		Δp , кПа	Примечание
	газа	жидкости		
Одноступенчатый барботер с мембраной из стеклоткани	0,9	0,018	5,84	Среднее стекловолочно. Напор жидкости перед барботером 95 мм
Одноступенчатая колонна, колпачковая тарельчатая	1,8	0,018	0,277	Высота слоя жидкости 22 мм, скорость через отверстия 0,35 м/с
Насадочная колонна с кольцами Рашига (стеклянные, 6 мм)	0,9	0,009	0,645	Скорость паров 0,6 м/с, высота слоя насадки 120 мм. Эффективность на 1 мм высоты слоя.
Оросительная башня I, № Т58 с соплом 1 мм	0,9	0,022	0,097	Скорость паров 0,6 м/с, высота башни 130 мм
Адсорбер с силикагелем (товарный силикагель № 5, см. Ind. Eng. Chem., 1951, v. 43, p. 986).	0,9	—	—	Скорость паров 0,6 м/с, высота колонны 300 мм, цикл 0,5 ч, эффективность рассчитывают по [5].

фективность (30%) была достигнута в колпачковой барботажной колонне. Перепад давления составлял всего 0,45 кПа, поэтому многоступенчатая установка, включающая ряд колпачковых колонн, может обеспечить достаточную эффективность абсорбции при разумном перепаде давления.

Штраус [826] исследовал двухступенчатую прямоточно-противоточную абсорбционную башню с насадкой из рифленого полиэтилена; при абсорбции газов гальванического производства, содержащих NO_2 , эффективность составила 65—72%. Падение давления в этом случае равно 0,5—0,8 кПа, скорость газового потока около 11 000—14 000 м³/(м²·ч) при начальной концентрации NO_2 примерно 0,1%.

Ряд исследователей изучал абсорбцию оксидов азота щелочными растворами: растворы едкого натра [826], гидроксида кальция, карбоната натрия [289, 836], карбоната аммония [42, 836], бикарбоната аммония [712, 741], сульфита и бисульфита аммония с использованием разных типов абсорбционного оборудования.

Раствор, 3%-ный NaOH применяли в башне из рифленого полиэтилена, описанной выше. В этом случае эффективность очистки была несколько выше, чем при использовании воды. Однако содержащийся в воздухе оксид углерода (IV) тоже взаимодействует со щелочью, поэтому поддержание заданной концентрации NaOH оказалось неэкономичным. Кроме того, при щелочной абсорбции образуются туманы, поэтому работы были прекращены.

Абсорбция NO и NO_2 растворами карбоната аммония в насадочных колоннах и скрубберах [42]

Скорость, кг/(м ² ·ч)		Коэффициент массового обмена K_{OG^a} , кмоль/(м ² ·ч) к Па	Концентрация NO + NO ₂ , млн-1		Эффективность абсорбции, %
газа	жидкости		NO ₂ на входе	NO ₂ на выходе	
Кольца Рашига 25 мм					
2063	15050	0,29	1970	630	68
2580	15050	0,34	2040	700	65,7
2990	15050	0,37	1920	710	63,0
Насадка: рифленные листы из ПВХ					
1180	5250	40,5	3400	2100	270
2360	5250	77	3600	2100	590
2950	5250	87,5	3400	1800	800

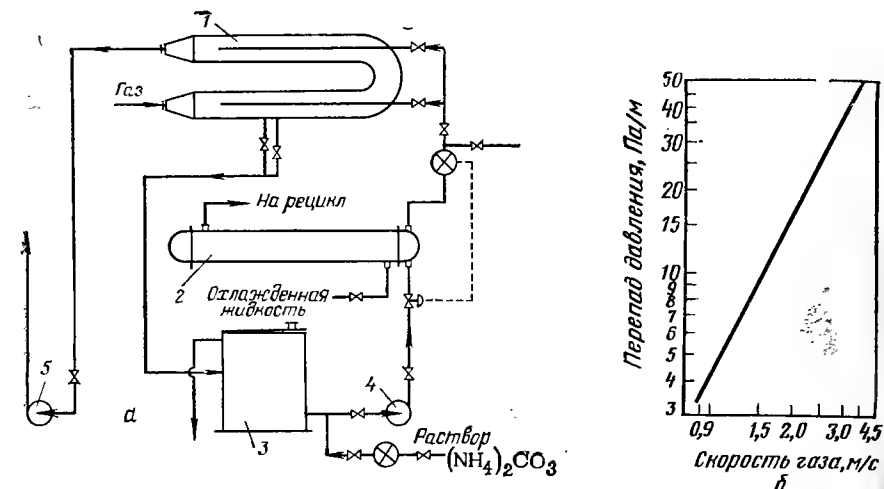


Рис. III-33. Схема двухступенчатого экспериментального абсорбера (а) с насадкой из рифленного листа ПВХ [42] и перепад давления на этой насадке (б): 1 — абсорбер; 2 — жидкостной холодильник; 3 — емкость для жидкости; 4 — циркуляционный жидкостной насос; 5 — воздуходувка.

Растворы гидроксида кальция были исследованы в горизонтальном скруббере с ротационным диском, снабженном тремя лопастями [289], диаметр диска 890 мм и скорость вращения 180 об./мин. Скорость газового потока 200—400 м³/ч, эффективность 92—97% при начальной концентрации NO_2 около 0,5—1,0%. Эффективность работы абсорбции снижалась при повышении скорости газового потока и изменении концентрации.

Ацукава с сотр. [42] исследовали абсорбцию растворами карбоната аммония в насадочной колонне диаметром 0,4 м, заполненной кольцами Рашига (25 мм) высотой 2,6 м. Эффективность абсорбции около 65% соответствует результатам, полученным другими исследователями (табл. III-4). Гораздо лучшие результаты (эффективность до 94,6%) были получены с насадкой из поливинилхлоридных рифленных листов. Такие листы были установлены в двухступенчатом абсорбере с горизонтальным потоком длиной 1,9 м и высотой 5,5 м. Технологическая схема представлена на рис. III-33.

Стрейт [836] представил данные по очистке отходящих газов цехов азотной кислоты и полупродуктов опытного и промышленного производства нейлона с помощью насадочной колонны. Опытную установку (диаметром 0,3 м) загружали кольцами Рашига (25 мм), а промышленную колонну — кольцами размером 50 мм, высота слоя насадки составляла 12,6 м. В ранних работах использовали раствор бикарбоната натрия, в окончательном варианте — отработанный аммиачно-щелочной раствор (0,5% несвязанного NaOH , 0,45% NaCO_3 и 0,03—0,5% NH_3), охлажденный до 35°C. Скорость газового потока была равна 56,7 м³/(м²·ч), расход жид-

кости — 55 м³/ч. Для предотвращения образования «хвоста» карбоната аммония на выходе установки был предусмотрен скруббер Вентури. Эффективность работы установки составила 74—84%.

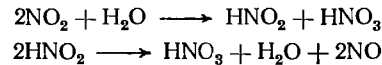
Была исследована также возможность применения для абсорбции окислительных растворов, в основном для очистки выхлопных газов дизельных двигателей (работы проводились сотрудниками Горного Департамента США [212]). Были изучены разные сочетания растворов сульфата железа-II (10% масс.), перманганата калия (15%) и бихромата калия (5%), активированного порошкообразного угля (10%) и гидрохинона (0,5%). Абсорбция обычно была незначительной, лучшие результаты (49%) были получены при использовании смеси растворов сульфата железа-II и гидрохинона при 38—47°C.

При применении хромовой кислоты (10%) с последующей добавкой раствора гидроксида натрия (10%) достигнута эффективность 53%. Такие же неудовлетворительные значения эффективности абсорбции были получены Тайгелем при использовании растворов перманганата калия и гидроксида натрия [850]. Гораздо лучшие результаты (40—80%) были получены при использовании щелочного раствора (pH=9,5—12) гипохлорита натрия [424], но никаких деталей о типе абсорбера не сообщается.

Более удачными по сравнению с простыми абсорберами были установки, в которых газы пропускают через слои смоченного активированного угля и затем через смоченные пластмассовые насадки. Туда же добавляли газообразный аммиак для создания щелочной среды. Установку, производимую фирмой Керам Хеми [436], промывали каждую неделю для удаления раствора нитрата и пыли, оседающей на катализаторе.

В производстве азотной кислоты подходящим абсорбентом является разбавленная азотная кислота, она циркулирует в колпачковой колонне с охлаждаемыми прорезями. Применяются также

скрубберы Вентури, захватываемый потоком газа воздух способствует окислению оксида азота (NO) до диоксида, который далее поглощается водой:



На старых установках абсорбционные башни строили из гранита и заполняли битым кварцем. Высота башни составляла 25 м. Подробное обсуждение абсорбции в производстве азотной кислоты можно найти в работе Шервуда и Пигфорда [768], а экспериментальные данные о степени абсорбции NO₂ были опубликованы Деккером, Сноком и Крамерсом [215].

Каталитические процессы окисления и восстановления оксидов азота будут рассмотрены далее на с. 196.

3. АДСОРБЦИОННАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

Так как механизм адсорбции молекул газа на поверхности твердых тел очень сложен и зависит от физических и химических свойств газа и твердого тела в каждом конкретном случае, предложить общий подход к проектированию абсорбционного оборудования намного сложнее, чем для противоточной абсорбционной установки. На практике большинство проектов основано либо на опыте, приобретенном при эксплуатации подобных установок, либо на исследованиях в полупромышленном масштабе. Тем не менее понимание принципов адсорбции в значительной мере помогает решить вопрос, является ли этот процесс наилучшим способом удаления определенных газов, а также облегчает выбор соответствующих абсорбционных материалов и переход от лабораторных опытов к промышленному производству.

В процессе адсорбции молекулы газа осаждаются на поверхности твердого тела точно так же, как и при конденсации, а затем удерживаются на ней физическими силами притяжения (силы Лондона — Ван-дер-Ваальса) либо химическими силами (хемосорбция) — в зависимости от химической природы молекулы и поверхности. В некоторых системах могут существовать оба вида адсорбции или промежуточные состояния.

Твердые вещества, наиболее пригодные для адсорбции, отличаются высокой пористостью, имеют хорошо развитую поверхность с большой эффективной площадью. В качестве адсорбентов применяют такие материалы, как уголь, глинозем, силикагель. Некоторые свойства поверхности, например, расположение кристаллов или присутствие на поверхности атомов кислорода со свободной электронной парой, способной создавать водородные связи, обуславливают хемосорбцию определенных видов молекул. Точная природа этих свойств поверхности еще недостаточно ясна, поэтому необходимы дополнительные исследования, позволяющие создать матери-

алы с такими поверхностными свойствами, которые были бы способны селективно адсорбировать молекулы данного типа или ряд молекул таких типов.

Другими существенными характеристиками твердых веществ, используемых в качестве адсорбентов, являются твердость, склонность к слеживанию при загрузке в башню и механическая прочность во время транспортирования и загрузки в контейнер. И уголь, и глинозем, и силикагель обладают этими свойствами.

Кроме того, к твердому веществу предъявляются требования простоты регенерации после насыщения газом и многократного использования.

Адсорбция газа на поверхности твердого тела проходит в несколько стадий. Первой стадией является перенос молекул газа к внешней поверхности твердого вещества, и эта стадия аналогична диффузии молекул газа через стационарный слой к границе раздела фаз газ — жидкость при абсорбции (раздел 2, с. 107 сл.).

Скорость переноса N_A для этой стадии выражается уравнением, подобным уравнению (III.23), с соответствующими допущениями, учитывающими форму адсорбента (гранулы):

$$N_A = k_f \frac{A_p \epsilon}{\rho_b} (p - p_i) \quad (\text{III.53})$$

где k_f — коэффициент массопереноса (газ — твердая поверхность); A_p — площадь внешней поверхности твердого тела; ϵ — объем пустот между гранулами; ρ_b — насыпная плотность загружаемого адсорбента; p , p_i — парциальные давления газа в объеме и на поверхности соответственно.

Коэффициент массопереноса может быть найден из уравнения, подобного (III.26) [942]:

$$k_f = 1,82u \left(\frac{D_s U \epsilon \rho}{\mu} \right)^{-0,51} \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)^{-0,67} \quad (\text{III.54})$$

где U — средняя линейная скорость газа по отношению к поверхности; μ — вязкость газа; ρ — плотность газа; D — коэффициент диффузии адсорбируемого газа; D_s — эквивалентный сферический диаметр гранул, т. е. диаметр сферы того же объема, что и гранула.

Вторая стадия адсорбции заключается в том, что молекулы газа проникают в поры твердого вещества, третьей стадией является собственно адсорбция молекулы в определенной области поры. Иногда после адсорбции молекулы проникают через твердое тело путем внутренней диффузии, но эта стадия не влияет на скорость адсорбции. Собственно адсорбция в порах протекает очень быстро по сравнению с двумя первыми стадиями. Скорость диффузии вдоль поры определяется коэффициентом диффузии в поре D_n , который может быть найден из следующего уравнения [922] для случаев, когда поры меньше среднего свободного пробега молекул

$$D_n = \frac{D\chi}{2} \{1 - \exp(-2\bar{r}\bar{u}/3D)\} \quad (\text{III.55})$$

где $\bar{r}$ — средний радиус пор; $\bar{u}$ — средняя скорость молекул (уравнение III.3); χ — внутренняя пористость твердых гранул.

Процесс адсорбции сопровождается выделением тепла. В случае чисто физической адсорбции выделяемое тепло равно теплоте конденсации. При химической адсорбции количество выделяющегося тепла больше. Удаление молекул с поверхности требует подвода тепла к поверхности для «выбивания» (испарения) молекул. В случае хемосорбции это может означать, что вместе с десорбируемыми молекулами могут быть удалены некоторые атомы твердого тела, что ведет к изменению природы поверхности. Это может привести к уменьшению или увеличению адсорбционной способности.

Уравнение (III.53) показывает, каким образом перенос молекул из объема газа зависит от размеров и формы молекул, пустот между гранулами и движущей силой. Последняя функция представляет собой разницу между концентрациями удаляемой примеси в объеме газа и на поверхности твердого тела, которая в свою очередь зависит от достигнутой степени насыщения.

Уравнение (III.54) показывает зависимость коэффициента массопереноса от скорости газа, а также от свойств газа-носителя и коэффициента диффузии адсорбируемого газа, тогда как коэффициент диффузии в порах [уравнение (III.55)] является в основном функцией внутренней пористости χ и общего коэффициента диффузии. Чтобы определить, какая стадия — первая или вторая — влияет на скорость всего процесса, необходимо знание свойств всей системы, что возможно только в редких случаях. Поэтому практически нельзя избежать эмпирических методов проектирования. Здесь будут рассмотрены наиболее распространенные адсорбенты и газы, для очистки которых они используются, а также типы установок.

Адсорбенты могут быть разделены на три группы:

неполярные твердые вещества, где происходит в основном физическая адсорбция;

полярные твердые вещества, где происходит химическая адсорбция без изменения химической структуры молекул газа и поверхности адсорбента;

поверхности с чисто химической адсорбцией, которые десорбируют молекулы газа после химической реакции — либо каталитической, когда поверхность не претерпевает изменений, либо некаталитической с атомами адсорбента, причем требуется их замещение.

Неполярные адсорбенты. Уголь

Единственным материалом в группе неполярных твердых веществ, имеющим промышленное значение, является уголь, состоящий практически полностью из нейтральных атомов одного вида и имеющий поверхность с равномерным распределением зарядов на молекулярном уровне без градиента потенциалов. На такой поверхности не наблюдается преимущественная фиксация полярных молекул по сравнению с неполярными, поэтому углерод оказывается очень эффективным материалом для адсорбции неполярных орга-

нических молекул, особенно при температурах, близких к их точке кипения. Даже в присутствии паров воды в потоке газа будет происходить предпочтительная адсорбция органических молекул, поскольку полярные молекулы воды притягиваются гораздо сильнее друг к другу, чем к неполярной поверхности угля.

Таким образом, большие органические молекулы абсорбируются очень легко, меньшего размера органические и большего неорганические молекулы — менее легко, а неорганические молекулы весьма малого размера — еще хуже, молекулы газов с очень низкой температурой кипения («постоянные газы») адсорбируются очень плохо. Ниже [56] приведена классификация веществ в зависимости от легкости адсорбции на активированном угле (кора коксовых орехов):

I группа веществ характеризуется высокой сорбируемостью (1 фунт угля поглощает в количестве до 50% своей массы);

II группа веществ — удовлетворительной сорбируемостью (поглощение ~10–25%);

III группа веществ — слабой сорбируемостью;

IV группа веществ — низкой сорбируемостью.

В качестве примера можно привести следующие весьма распространенные вещества: к I группе относятся, например, уксусная кислота, спирты, бензол и толуол, этилацетат, а также сигаретный дым, выхлопные автомобильные газы и др.; к II группе — ацетон, акролен, хлор, сероводород, растворители, а также пары анестезирующих веществ и др.; к III группе — ацетальдегид и формальдегид, пропан и бутан, амины и др.; к IV группе — оксиды углерода, этилен и др.

Активированный уголь (часто называемый древесным углем, поскольку его получают из дерева) образуется при пирогенном разложении (пиролизе) подходящих сортов каменного угля или дерева в специальных ретортах. Сырьем могут быть также лигниты, битуминозные угли и скорлупа орехов. Один из самых чистых углей получают из *Eucalyptus Marginata* (Австралийская джарра); он отличается очень низким содержанием минеральных примесей. Промышленные активированные угли хорошего качества с очень большой эффективной поверхностью получают из скорлупы коксовых орехов, обугленной при температуре около 1150 °C и затем активированной путем обработки водяным паром при 600 °C.

Основными параметрами, определяющими адсорбционную активность угля, являются площадь доступной поверхности и диаметр пор, определяющие возможность для адсорбируемых молекул достичь микроструктуры. Наиболее точным методом определения площади поверхности является метод адсорбции газа (метод БЭТ).

Средний диаметр пор может быть найден из объема пор, определяемого методом продавливания ртути под большим давлением [383] или с помощью электронной микроскопии [21]. Некоторые наиболее характерные данные для адсорбентов приведены в табл. III-5 [922].

Практическая эффективность активированного угля определяется опытным путем при пропускании воздуха, насыщенного CCl_4 при 0 °C, через слой угля при 25 °C и 100 кПа и измерении массы

ТАБЛИЦА III-5

Характеристика некоторых адсорбентов [922]

Адсорбент	Удельная поверхность, м ² /г	Объем пор, см ³ /г	Средний диаметр пор, 10–10 м
Активированный уголь	500–1500	0,6–0,8	20–40
Силикагель	200–600	Около 0,4	30–200
Активированный глинозем	175	0,39	90
Кизельгур	4,2	1,14	22000

адсорбированного вещества. Эффективность определяют как соотношение масс адсорбированного вещества к первоначальной. Затем определяют удерживающую способность адсорбента после десорбции путем продувания воздуха через его слой при 25 °С в течение 6 ч.

При применении активированных углей для противогазов определяют продолжительность работы слоя при пропускании хлорпи-крина в стандартных условиях. Типичные значения адсорбционной способности и удерживающей способности после удаления веществ для активированного угля приведены ниже [550]:

	Адсорбция, % (масс)	Удерживающая способность, % (масс.)
Тетрахлорид углерода	80–110	27–30
Газолин (автомобильный бензин)	10–20	2–3
Бензол	45–55	5,9 (пары)
Метанол	50	1,2
Этанол	50	1,05
Изопропанол	50	1,15
Этилацетат	57,5	4,87
Ацетон	51	3,0
Уксусная кислота	70	2,5

* После нагревания угля в течение 1 ч при 150 °С.

Активированный уголь применяют для рекуперации углеводородных растворителей, удаления и рекуперации газообразных углеводородов из коксового и природного газов и для удаления запахов и других следовых примесей из газовых потоков. В первых двух случаях рекуперация углеводородов экономически выгодна, поскольку они могут найти сбыт.

В емкость помещают два слоя угля высотой 300–900 мм. Емкость работает под давлением, через слои попеременно пропускают газовую смесь и затем пар при 100–150 °С для удаления адсорбированного материала (рис. III-34). Скорость газов обычно составляет 0,15–0,60 м/с; перепад давления вдоль такого слоя показан на рис. III-35.

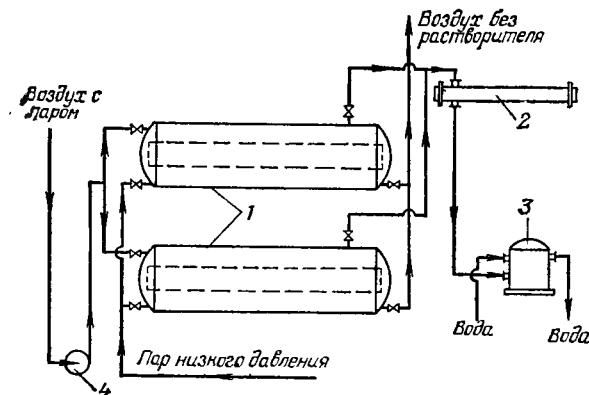


Рис. III-34. Двухслойный угольный адсорбер для рекуперации углеводородов: 1 — адсорберы с активированным углем; 2 — конденсатор; 3 — декантер; 4 — воздуховодка.

Весьма эффективно удаление запахов с помощью активированного угля. Через тонкий слой адсорбента пропускают при высокой скорости газовый поток непрерывно в течение 12–18 мес и даже дольше до тех пор, пока не потребуются замена угля. Уголь загружают в коробки или пористые складные фильтры (рис. III-36). Скорость газового потока примерно равна скорости в аппаратах для кондиционирования воздуха, с которыми эти фильтры часто

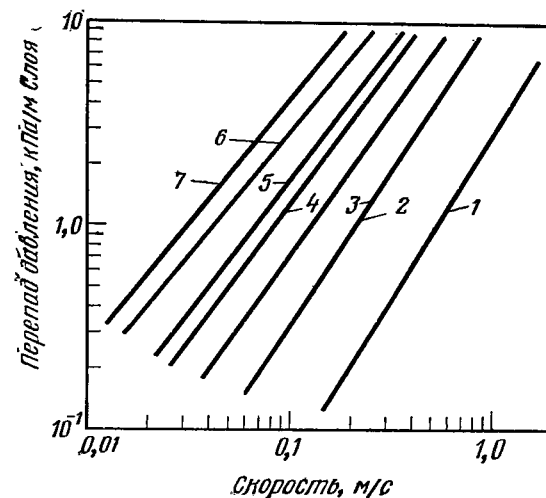


Рис. III-35. Перепад давления в слоях сухого гранулированного угля (воздух поступает сверху под давлением 100 кПа при 21 °С) [879]:

1 — размер фракции 2/4 меш (перепад давления в слое 4,7–9,4 мм рт. ст.); 2 — то же, соответственно 4/6 меш (3,35–4,7 мм рт. ст.); 3 — то же, 6/8 меш (2,36–3,33 мм рт. ст.); 4 — то же, 8/14 меш (1,17–2,36 мм рт. ст.); 5 — то же, 6/14 меш (1,17–3,33 мм рт. ст.); 6 — то же, 10/24 меш (0,7–1,65 мм рт. ст.); 7 — то же, 12/28 меш (0,6–1,4 мм рт. ст.).

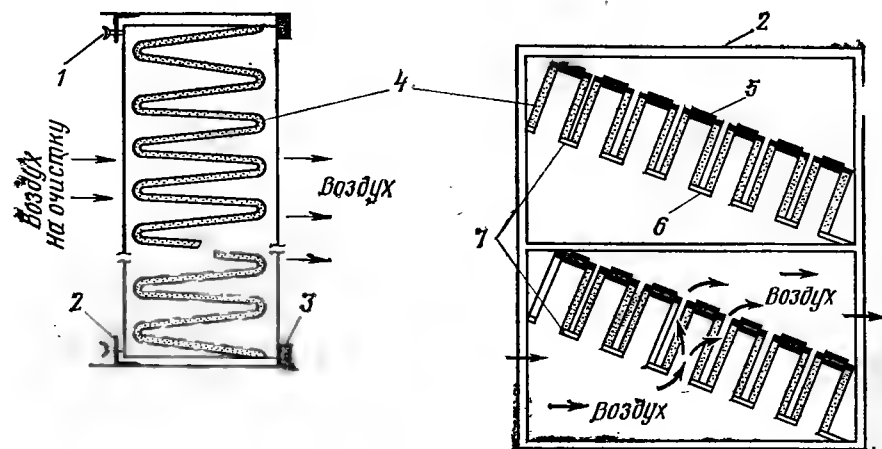


Рис. III-36. Фильтры с гранулированным активированным углем для удаления запахов [56]:

1 — запорный вентиль; 2 — корпус; 3 — фетровая прокладка; 4 — активированный уголь; 5 — гильзы; 6 — тарелка коллектора; 7 — опорные тарелки.

объединяются. Удовлетворительная проектная величина равна 0,03 м/с для слоя угля высотой 12 мм.

Реактивация отработанного угля в этих условиях гораздо сложнее, чем в случае рекуперации растворителей. Для этой цели требуется нагревание до 600°C, поэтому реактивация обычно производится предприятием, выпускающим фильтры, или подобной специализированной организацией.

Срок службы такого угля (в ч) может быть оценен исходя из уравнения, предложенного Тюрком [870]:

$$t = 2,41 \cdot 10^7 SW / (Qc\eta M) \quad (\text{III.56})$$

где S — удерживаемая способность адсорбента; W — масса адсорбента, кг; Q — скорость потока, м³/ч; η — эффективность адсорбции, %; c — начальная концентрация, млн.⁻¹; M — средняя масса 1 моль.

Типичные значения удерживающей способности, используемые в этом уравнении, приведены в табл. III-6 [870].

Если принять удерживающую способность равной 0,2 и среднюю массу 1 моля 100, уравнение (III.56) примет вид

$$t = 4,8 \cdot 10^4 W / Qc \quad (\text{III.57})$$

Здесь t — среднее время службы фильтра из активированного угля. В фильтрах для удаления запахов скорости газового потока через тонкий слой адсорбента составляют 0,13—0,8 м/с; в фильтрах рекуперации растворителей скорости выше. Температура не должна превышать 52°C, поскольку при более высоких температурах адсорбция газов ухудшается. Необходимо также, чтобы относительно

Вещество	Формула	Масса 1 моль	Пороговая концентрация паров, млн-1 (об.)	Удерживающая способность, млн-1
Акролеин	C_3H_4O	56	1,8—1,7	0,15
Амиллацетат	$C_7H_{14}O_2$	130,2	—	0,34
Ацетальдегид	C_2H_4O	44,1	—	0,07
Валериановая кислота	$C_6H_{10}O_2$	102	7	0,35
Гексан	C_6H_{12}	86	—	0,16
Диоксид серы	SO_2	64,1	3,0	0,10
Запах гниения	—	—	—	0,25
Масляная кислота	$C_4H_8O_2$	88,1	0,00083	0,35
Скатол	C_9H_9N	131,2	$3,34 \cdot 10^{-7}$ —0,22	0,25
Тетрахлорметан	CCl_4	153,8	—	0,45
Толуол	C_7H_8	92,1	—	0,29
Фенол (карболовая кислота)	C_6H_6O	94	0,29—1	0,30
Формальдегид	CH_2O	30,0	—	0,03
Эвкалиптовое масло	$C_{10}H_{18}O$	154,2	—	0,20
Хлористый метил	CH_3Cl	50,5	—	0,05
Этилацетат	$C_4H_8O_2$	88,1	190	0,19
Этилмеркатон	C_2H_6S	62,1	—	0,23

ная влажность газов не превышала 50%, так как при более высокой влажности удерживающая способность несколько уменьшается.

Полярные адсорбенты

Полярными адсорбентами являются кремнезем либо оксиды металлов. Кремнийсодержащими материалами являются силикагель, фуллерова земля, диатомитовые земли, кизельгур и синтетические цеолиты. Эти материалы обладают сродством как к полярным, так и неполярным молекулам и будут адсорбировать скорее полярные молекулы, чем неполярные.

Оксиды металлов, активированный глинозем или боксит отличаются даже несколько большим сродством к полярным молекулам. Поэтому эти материалы обычно используются для удаления из газовых потоков водяных паров. Синтетические цеолиты, называемые иногда молекулярными ситами, представляют собой алюмосиликаты натрия или калия, активированные нагреванием, при котором удаляется кристаллизационная вода. Основным достоинством молекулярных сит является то, что их можно использовать для сушки газов при высоких температурах, когда силикагель и глинозем теряют свою эффективность (рис. III-37).

Другой областью применения этих адсорбентов является селективная адсорбция таких полярных молекул, как вода, диоксид уг-

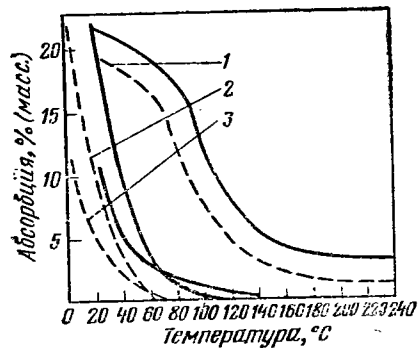


Рис. III-37. Изобары адсорбции водяных паров на различных адсорбентах (парциальное давление паров 10 мм рт. ст.): 1 — глинозем; 2 — кремниевый адсорбент; 3 — цеолит 5А (молекулярное сито).

лерода, аммиак и др. (рис. III-38), поэтому они применяются для очистки инертных и природных газов, для удаления CO_2 и воды из этилена перед его полимеризацией.

Установки, применяемые в этих случаях, практически всегда похожи на установку для осушки природного газа (рис. III-39): она состоит из двух или более емкостей с осушителем. Когда один из осушителей работает, остальные находятся в стадии регенерации, осуществляемой путем продувки регенерирующего газа воздухом, нагретым паром или газами сгорания, либо непосредственно газами сгорания, проходящими через слой адсорбента при температуре около 200°C .

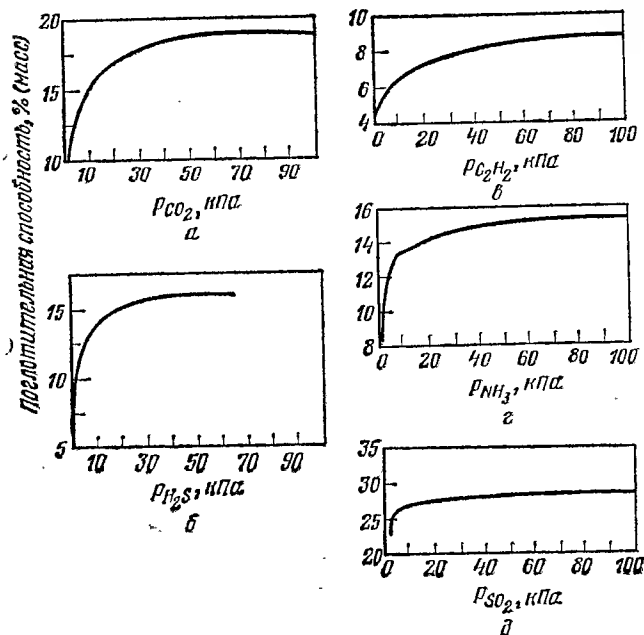


Рис. III-38. Поглощительная способность искусственных цеолитов (молекулярные сита тип 5А) при 25°C : а — CO_2 ; б — H_2S ; в — C_2H_2 ; г — NH_3 ; д — SO_2 .

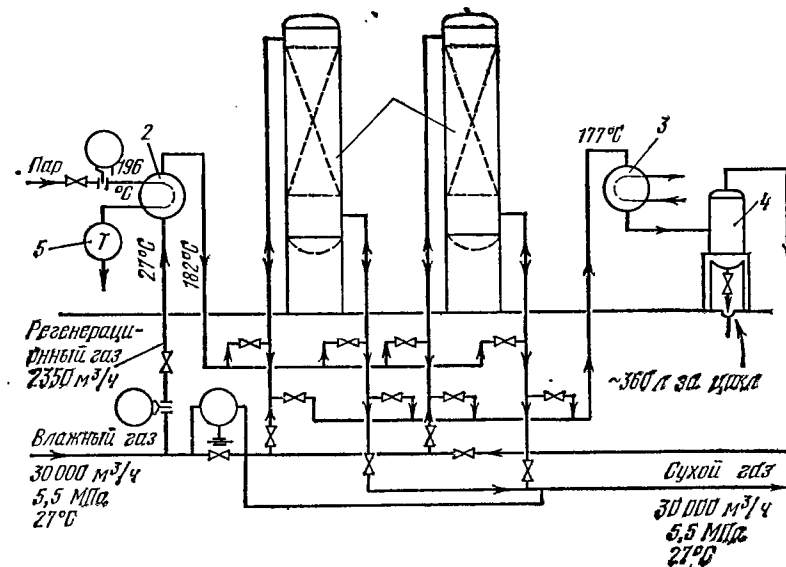


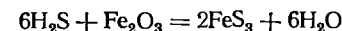
Рис. III-39. Схема установки дегидратации природного газа [453]: 1 — дегидраторы; 2 — нагреватель регенерационного газа; 3 — конденсатор регенерационного газа; 4 — сепаратор; 5 — конденсатор.

Адсорбция с химической реакцией (хемосорбция)

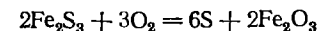
Существование адсорбирующих поверхностей, которые вступают в химические реакции с молекулами газа, превращая их в более полезные или желательные вещества перед десорбцией, открывает область поверхностных реакций или катализа. Здесь можно привести лишь несколько примеров, имеющих особый интерес для очистки газов и охраны окружающей среды.

Сероводород. Важное место среди таких процессов занимают процессы сухого окисления для удаления сернистых соединений из коксового газа. Химически сероводород превращается в элементарную серу, причем переносчиками кислорода являются вещества, легко реагирующие с ним при обычной температуре; наиболее важным из них является оксид железа. С химической точки зрения процесс может быть описан в виде следующих реакций

реакция с носителем



регенерация



Активными являются только α - и γ -формы оксида железа, наилучшими условиями реакции являются температура $37,8^\circ\text{C}$ и щелочная среда. Оксид железа применяют в виде мелкодисперсного порошка, иногда смешанного с торфяной крошкой или волокнисты-

ми материалами, содержащими 40% воды и пористостью около 60%.

В другом случае оксид железа наносят на подложку с развитой поверхностью, например на древесные стружки или измельченный шлак; необходимо строго контролировать pH среды и поддерживать ее на уровне 8—8,5.

Шарики или оксид железа на стружках загружают в большие емкости — сухие камеры — или на полки в сушильных башнях (рис. III-40). Процесс проходит в две стадии; на первой стадии сероводород удаляется из газов, а на второй — происходит его окисление до оксида. В некоторых странах сера, осажденная на оксиде железа, рекупируется сжиганием либо экстракцией растворителями (тетрахлорэтилен).

В смешанном содо-железном процессе в качестве катализатора используют оксид железа в смеси с карбонатом натрия. В этих условиях сероводород окисляется до SO_3 , которую абсорбируют водой с образованием серной кислоты.

Высокотемпературные процессы удаления. Для удаления сероводорода и органических сернистых соединений из каменноугольных газов успешно применяется процесс Апплеба — Фродингэна с использованием нескольких последовательно расположенных псевдоожиженных (кипящих) слоев гранул оксида железа при 340—360°C [141, 680] (рис. III-41). Очищаемый каменноугольный газ содержал 14 г/м³ сероводорода и примерно десятую часть от этого количества — органических сернистых соединений. Обработка газа в абсорбере с четырьмя псевдоожиженными слоями позволила удалить 99,7—99,9% сероводорода (конечная концентрация 10—20 млн⁻¹), 70—80% органической серы (без тиофена) и 30—45% тиофена.

Гранулы оксида железа регенерировали путем обжига частично сульфидированного и восстановленного оксида в воздушной среде при 800°C, при этом получали SO_2 , направляемую далее для производства серной кислоты. Расчеты равновесия системы показывают, что вполне удовлетворительное удаление сероводорода может быть достигнуто при температурах вплоть до 600°C, хотя в этом случае процесс протекает в более тяжелых условиях, и при этих температурах предпочтительнее могут оказаться другие технологические процессы.

Наибольшие количества сероводорода и органических сернистых соединений могут быть удалены из газов при температурах до 450°C с помощью промышленных катализаторов, таких, как оксид цинка, промотированный оксид железа, алюмохромовый, кобальт-молибденовый катализаторы или активированный уголь. Однако стоимость этих катализаторов высока и в настоящее время применение их для удаления больших количеств сернистых соединений из природного и нефтяных газов, где их концентрации относительно высоки, представляется экономически неоправданным.

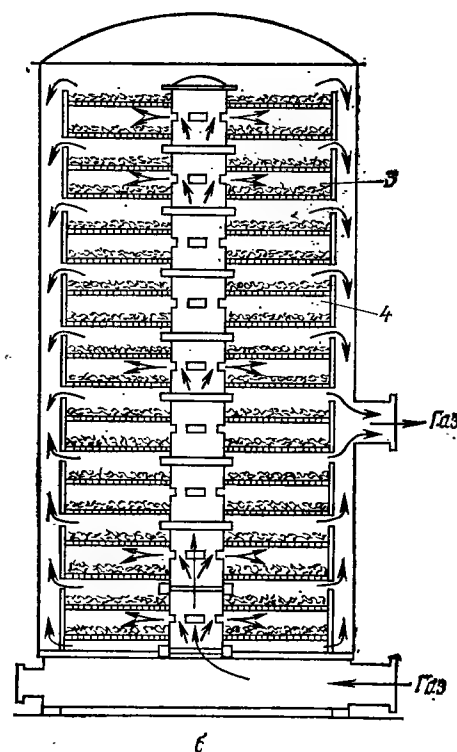
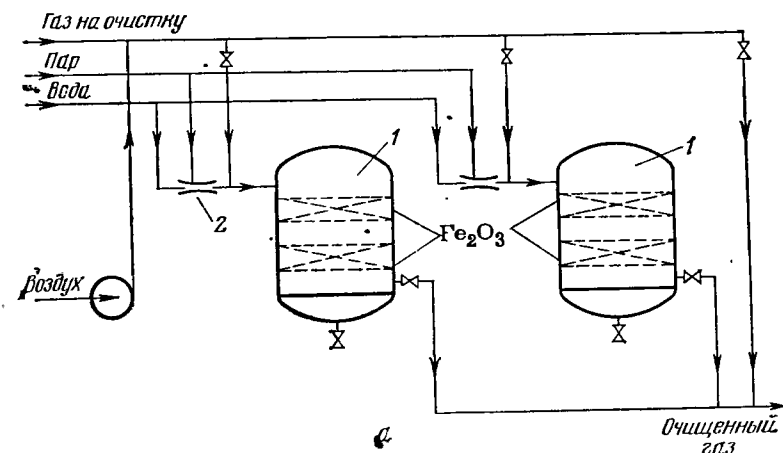


Рис. III-40. Схема очистки газов на оксиде железа:
а — основная схема [455]; б — башня Тиссена — Ленца [310]; 1 — сухие камеры; 2 — инжектор; 3 — адсорбирующий материал; 4 — сетка.

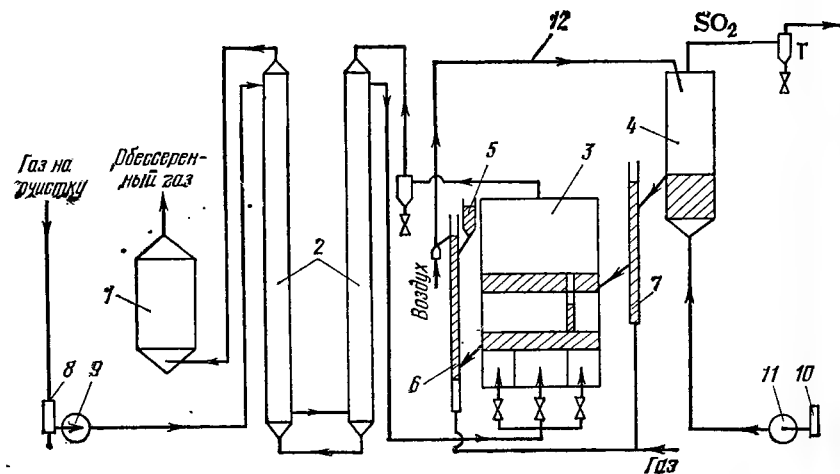
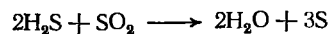


Рис. III-41. Технологическая схема извлечения сероводорода на кипящем слое катализатора (процесс Апплеби — Фродингенса) [680]:

1 — скруббер Пинбди; 2 — пневматический конвейер; 3 — абсорбер; 4 — регенератор; 5 — питающий бункер катализатора; 6 — уплотнение на выходе; 7 — входное уплотнение; 8 — смолотделитель; 9 — нагнетающий вентилятор сырого газа; 10 — обеспыливающий фильтр; 11 — воздуходувка.

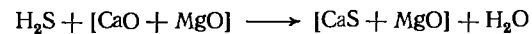
В новом процессе, разработанном Газовым Советом Великобритании, органические сернистые соединения, карбонилсульфид и сероуглерод конвертируют в сероводород на катализаторе, представляющем собой оксиды урана (U_2O_3 и U_3O_8) на огнеупорной подложке при $500^\circ C$. Сероводород затем абсорбируется на гранулированном оксиде железа, последние получают экструзией отработанного боксита («Люксемасс»). Такие гранулы способны поглощать до 40% сероводорода (от их массы при температурах до $350^\circ C$). В противоположность этому адсорбенты на основе оксида цинка могут удерживать H_2S только около 15% от их собственной массы.

Показано, что активированный оксид алюминия и молекулярные сита (алюмосиликаты щелочных металлов) тоже могут применяться в процессах непрерывного удаления сероводорода при температуре до $250^\circ C$. В работах Монро и Мэдсина [587] было установлено, что эти вещества могут конвертировать 70—95% сероводорода в элементарную серу из газового потока (концентрация 0,5% H_2S):

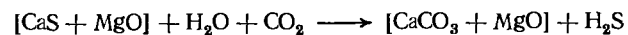


Эта реакция положена в основу процесса Клауса, она вполне удовлетворительно протекает при низких концентрациях CO и содержании водяного пара менее 5%. Диоксид серы добавляют в стехиометрическом количестве к поступающему на очистку газу, причем SO_2 образуется либо при частичном сжигании сероводорода, либо при сжигании серы.

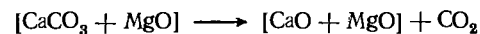
Сквайрз [797] предложил использовать обожженный доломит. Первой стадией процесса является адсорбция сероводорода кальциевой фракцией доломита $[CaO + MgO]$



Рекуперация сероводорода осуществляется паром и CO_2 при 1,5 МПа:



Затем доломит обжигают и вновь получают исходный адсорбент



Магниева фракция доломита не участвует в химических процессах, но ее присутствие необходимо для сохранения механической прочности адсорбента.

Сквайрз опубликовал экспериментальные данные и термодинамические расчеты, которые подтверждают осуществимость процесса. При $600—650^\circ C$ и 1,0—1,5 МПа можно снизить начальное содержание сероводорода, 1% (т. е. 10 000 млн⁻¹) в газовой смеси, содержащей водород и CO , до 2—140 млн⁻¹. В цикле рекуперации доломитно-сульфидный комплекс вступал в реакцию с газовой смесью (82% CO_2 , 9% CO , 9% H_2 , остальное — пар) при $550—600^\circ C$ и 1,5 МПа, причем образующаяся газовая смесь содержала 24% H_2S и была пригодна в качестве сырья для установок Клауса по рекуперации серы. Дальнейшие термодинамические расчеты реакций абсорбции показали, что удовлетворительное удаление сероводорода с помощью обожженного доломита может быть достигнуто даже при $850^\circ C$.

Диоксид серы. В последние годы был разработан ряд процессов хемосорбции SO_2 из отходящих газов на твердых адсорбентах в стационарном слое и с увлекаемым катализатором. Обычно в этих процессах используются либо очень дешевое сырье для приготовления адсорбентов (например, доломит, который может быть выброшен после использования в отвал вместе с серой), либо дорогие адсорбенты, из которых извлекается сера, а сами адсорбенты возвращаются в производственный процесс. Экономическое сравнение различных процессов, применяемых для удаления диоксида серы из отходящих газов, описано в других работах [180, 425]. Основными адсорбентами, которые испытывались в лабораторном масштабе и на пилотных установках, являются доломит, подщелоченный оксид алюминия, активированный диоксид марганца, активированные уголь и силикагель.

Доломит и карбонат кальция. В первых попытках разработать жизнеспособный промышленный процесс адсорбции оксида серы (IV) при высоких температурах Джонс [409] и Кок [164] исполь-

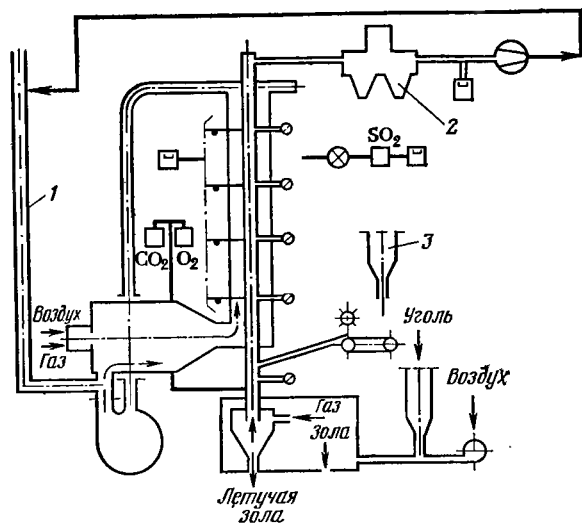


Рис. III-42. Схема каталитической адсорбции на карбонате кальция и гидротированном доломите (Юнгтен и Петерс) [418]:
1 — дымовая труба; 2 — электрофильтр; 3 — бункер для обессеренной пыли.

зовали слои адсорбента из дешевого распространенного в природе доломита (смешанного карбоната кальция и магния), дробленного до размеров 3—6 мм. Доломит загружали в вертикальный реактор при 600 °С; объемная скорость газа составляла 1150 м³/ч. Эффективность очистки была около 90% до тех пор, пока поверхность доломита не превращалась в сульфат, на что расходовалось около 15% доломита.

При детальном обсуждении этой реакции Сквайрз [796] указал, что вначале образуется сульфат кальция, а сульфат магния позже, причем его образованию способствует оксид железа, действующий как катализатор. Сквайрз предложил частичный обжиг доломита для получения пористого материала, что позволило бы газам проникать в глубь частиц абсорбера.

Другим путем увеличения поверхности является дробление сорбента на более мелкие частицы, однако при этом очистку следует вести скорее в псевдооживленном или увлекаемом слое катализатора, чем в стационарном. Юнгтен и Петерс [418] в своих экспериментах на пилотной установке использовали реактор с увлекаемым слоем (рис. III-42). Реактор длиной 6,35 м обогревали снаружи газами, проходящими через кольцо, образованное внешней трубкой. Температуру реактора регулировали в интервале от 200 до 1000 °С. В реактор подавали доломит, известняк и другие твердые частицы. Частицы, вступающие в реакцию, собирались с помощью электрофильтра. Эффективное время пребывания составляло от 1 до 4 с.

К очищаемым газам реагенты добавлялись в количестве в 1—3 раза больше, чем их стехиометрическое количество, соответствующее 1200 млн⁻¹ SO₂. Сам доломит оказался не очень эффективным, но карбонат кальция, осажденный в виде игл или сфер и покрытый щелочным слоем, позволил достичь эффективности более 90% при 800 °С.

Аналогичный реактор с увлекаемым слоем катализатора, в котором использовали гидроксид кальция, был предложен Стиллом [963]. Материал водили в ряд последовательных реакторов, имеющих форму перевернутого U. Газы из каждой U-образной трубки проходили через циклон для рекуперации реагента, который вновь поступал на первый реактор. Предполагается, что эффективность удаления серы в процессе Стилла может превышать 95% (рис. III-43).

Щелочной глинозем (гидроксид алюминат). В результате обширных исследований в области твердых абсорбентов Бинсток, Филд и Майерс (Горный Департамент США) нашли, что алюминат натрия, называемый иногда щелочным глиноземом, является наиболее перспективным адсорбентом диоксида серы, поскольку он обладает хорошей поглощательной способностью, гранулы его обладают достаточной прочностью, что позволяет многократно использовать их в циклическом процессе [76, 77, 257].

После нескольких предварительных исследований эксперименты были продолжены на пилотных установках, в которых частицы сорбента диаметром 1,6 мм падали в противотоке навстречу поднимающемуся потоку отходящего газа при температуре 330 °С. Техническая осуществимость процесса была доказана на 8-метровом

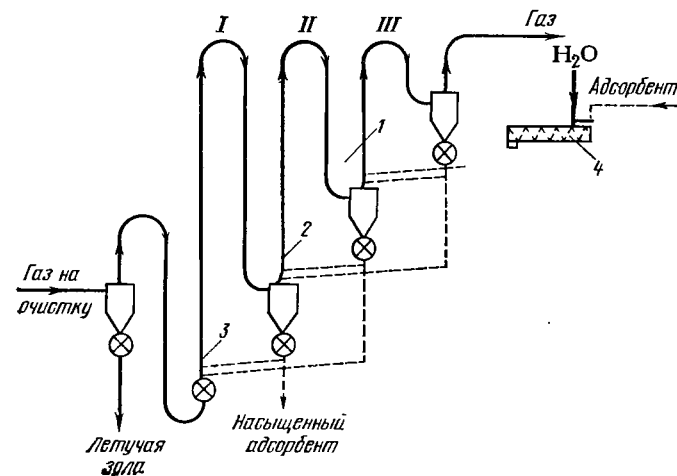


Рис. III-43. Процесс Стилла (трехступенчатой каталитической адсорбции SO₂ на гидроксиде кальция) [963]:
I—III — реакторы с катализатором; 1—3 — точки добавления реагентов в систему; 4 — шнековый смеситель.

реакторе (рис. III-44), причем достигнутая эффективность абсорбции SO_2 из потока отходящего топочного газа превышала 90%.

Технологические параметры процесса (потоки I—VII — см. рис. III-44):

I. Производительность, м ³ /ч (при 0 °C)	700—1500 (при 300 °C)
Расход воздуха, м ³ /ч	
II первичного при 60 °C	170
III вторичного при 204,4 °C	525
Расход адсорбента, кг/ч	
IV свежего	58,8
V подпитка	0,055
VI рецикл	588
Восстановительный газ	
VII расход, м ³ /ч	65
состав, %	
H ₂	76,7
CO	14,5
CO ₂	7,2
N ₂	0,3
CH ₄	1,3

Была показана также возможность регенерации адсорбента смесью H_2/CO при 650 °C и получении H_2S , причем абсорбционная способность щелочного глинозема не снижается даже после 20 циклов работы. Затруднения, возникающие в процессе реализации этого процесса, связаны с истиранием таблеток адсорбента. Если эти потери будут составлять не более 0,1% массы адсорбента, поступающего в каждый цикл, процесс можно считать экономически целесообразным.

Показано, что твердость таблеток может быть увеличена при нагревании до 900 °C; разработки в этой области продолжаются. Для регенерации щелочного глинозема испытывались различные газы; они перечисляются ниже в порядке уменьшения эффективности: реформированный природный газ, водород, генераторный газ и метан. Соединения хлора (содержащегося в каменноугольном газе) адсорбируются щелочным глиноземом и не десорбируются в процессе обычной регенерации, но могут быть удалены из адсорбента при обработке его отходящими газами при 600 °C. Так, для регенерации адсорбента на небольших установках был использован водород при 650 °C, тогда как на крупных установках применялся реформированный природный газ или генераторный газ. При этом получали сероводород, CO_2 и воду; эта смесь может служить сырьем для установки Клауса с целью получения элементарной серы.

В Центральном отделе энергетики Великобритании проводились исследования адсорбера с кипящим слоем адсорбента как альтернатива процесса Горного Департамента США с падающими частицами адсорбента.

Активированный оксид марганца. Филд и Майерс [76] отметили, что хотя оксиды марганца являются эффективными адсорбентами, их регенерация связана со значительными трудностями. Предложенный ими процесс (рис. III-45) был подобен процессу

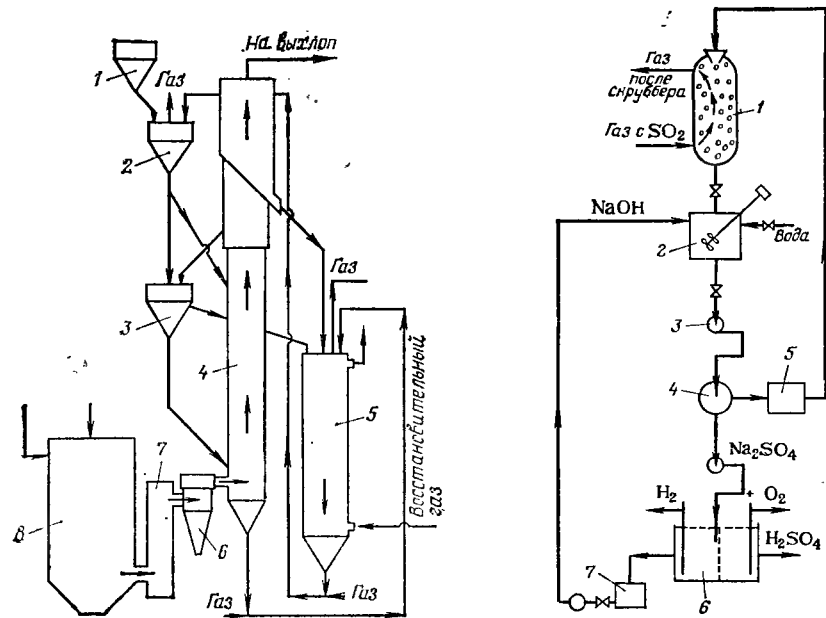


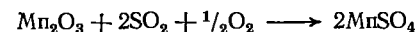
Рис. III-44. Технологическая схема пилотной адсорбционной установки на щелочном глиноземе (технология Горного департамента США) [76, 77]:

1 — подпитывающий бункер; 2 — к выхлопной трубе; 3 — вентиляционное отверстие транспортного газа; 4 — абсорбер; 5 — регенератор; 6 — вентиляционное отверстие транспортного газа; 7 — воздушка; 8 — печь; 9 — транспортный газ; I — 700—1500 м³/ч газа на очистку, 330 °C; II — 170 м³/ч чистого газа, 60 °C; III — 525 м³/ч вторичного воздуха (при норм. усл.), 204,4 °C; IV — добавление 58,8 кг/ч адсорбента; V — подпитка 0,055 кг/ч адсорбента; VI — рецикл 588 кг/ч адсорбента; VII — 65 м³/ч восстановительного газа состава (в %): 76,7 H₂, 14,5 CO, 7,2 CO₂, 0,3 N₂, 1,3 CH₄.

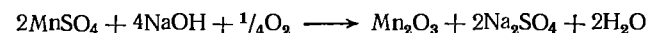
Рис. III-45. Схема адсорбции SO_2 оксидом марганца (процесс Горного департамента США) [257]:

1 — абсорбер; 2 — смесительный бак; 3 — насос для пульпы; 4 — пресс-фильтр; 5 — гранулятор; 6 — электролизер; 7 — бункер для каустической соды.

со щелочным глиноземом, но регенерация осуществлялась электролитическим путем. Предложены следующие стадии процесса: реакция адсорбции



образование взвеси сульфата марганца в воде, к которой добавляется раствор щелочи



Оксид марганца возвращается в абсорбер, а раствор сульфата натрия подвергается электролизу с образованием гидроксида натрия, используемого в процессе, и серной кислоты, которая рекуперируется. Однако для электролитической рекуперации необходимы значительные затраты электроэнергии, что делает этот процесс экономически невыгодным.

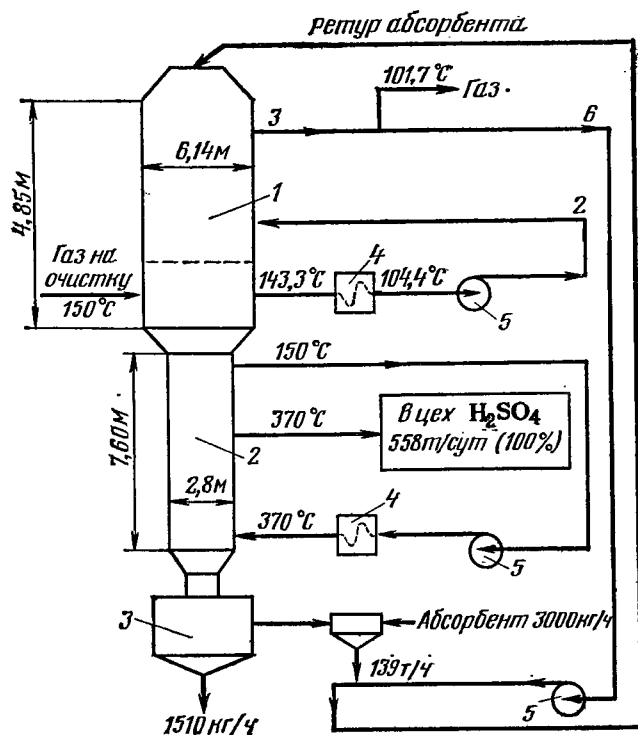


Рис. III-47. Принципиальная схема процесса «Рейнлюфт» (размеры и количества газов и реагентов даны для тепловой электростанции мощностью 800 МВт) [425]:
1 — адсорбер; 2 — регенератор; 3 — вибросито; 4 — теплообменники; 5 — газодувки.

Отработанный уголь из нижней части адсорбера, насыщенный серной кислотой, поступает в отделение десорбции. Здесь его нагревают до 380—450 °C в потоке инертного газа; в результате взаимодействия серной кислоты с углем образуются CO_2 , водяной пар и SO_2 (10—15%), последний может быть использован в качестве сырья для получения контактной серной кислоты. Уголь возвращается в цикл после отделения мелких фракций.

На первой пилотной установке на заводе Фольксвагена и Вольфсбурге [894a] степень удаления SO_2 изменялась от 45 до 96% по мере снижения скорости газов от 330 до 86,0 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Значительные исследования были проведены также в лаборатории Уоррен Спринг в Великобритании [676], где при аналогичных условиях эффективность процесса превышала 90%. Однако при разработке промышленной установки возникали серьезные проблемы, обусловленные с потерей угля вследствие трения и химического разрушения, коррозией и с опасностью возгорания регенерированного угля.

Более современная установка для очистки 34 000 $\text{м}^3/\text{ч}$ газа с последующим улавливанием пыли с помощью электрофилтра была создана для котла мощностью 150 МВт на фирме СТЕ-АГ-Крафтверк Келлерман в Люнеке [963]. Температура отходящего газа колебалась между 95 и 125 °C, а содержание SO_2 — от 700 до 1400 млн^{-1} . Установка работала в течение 26 недель в 1966 г., удаление газа составило 65—70% SO_2 , что ниже расчетного значения 75%.

Для улучшения характеристик процесса необходимо использовать низкосортный уголь, который намного тверже, чем полукокс, применяемый в процессе «Рейнлюфт», и не столь горюч. Дратва и Юнгтен [229] исследовали несколько сортов активированных углей, полученных окислением 50% антрацита и из окисленных коксов, получаемых коксованием антрацитов, окисленных на воздухе. Физические свойства и абсорбционная способность по отношению к SO_2 таких активированных углей, а также торфяного угля были исследованы Юнгстеном. Окисленный кокс оказался очень твердым даже после неоднократного циклического использования в системе в отличие от торфяного кокса или активированного каменного угля. Окисленный кокс имеет также очень развитую мелкопористую поверхность, что является функцией температуры пиролиза [416]. Такой кокс обладает гораздо большей адсорбционной способностью по отношению к SO_2 при меньшем времени контакта, чем торфяной кокс (табл. III-7).

Результатом успешных лабораторных исследований окисленных коксов, полученных из предварительно окисленного каменного угля, было создание пилотной установки для экспериментального бойлера фирмы Матиас Штиннес А. Г. в Боттропе.

Юнгстен, Кноблаух и Круель [417] сообщили об экспериментах на адсорбере с движущимся слоем адсорбента (рис. III-48) в про-

ТАБЛИЦА III-7

Удерживающая способность (извлечения SO_2 , %) торфов и коксов при адсорбции SO_2 из топочных газов [229]

Продолжительность адсорбции, С	Температура, °C			Продолжительность адсорбции, С	Температура, °C		
	80	120	160		80	120	160
Активированный уголь				То же (два поколения)			
13	60	45	35	13	100	100	100
5,6	30	20	15				
3,8	10—5	10—5	10—5	Окислительный кокс			
Торфяной кокс (три поколения)				5,6	97	94	75
13	70	65	57	3,8	90	73	65

Примечания: 1. Данные получены на модельной установке. 2. Активированный уголь получен из каменного угля при 50%-ном окислении.

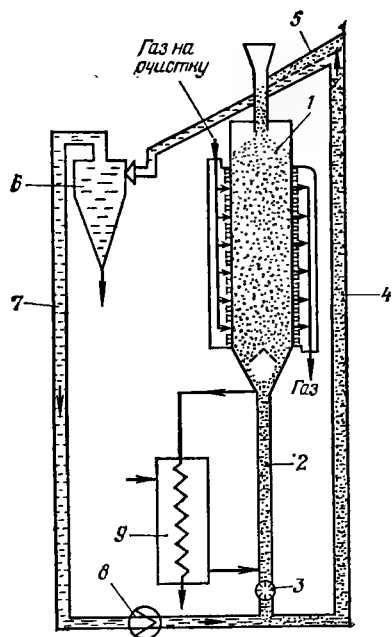


Рис. III-48. Опытная установка противоточной адсорбционной системы для удаления SO_2 из дымовых газов котла-утилизатора, работающего на каменном угле (адсорбент — твердый окисленный кокс) [417]:

1 — адсорбент; 2 — трубопровод промывной жидкости; 3 — шаровой затвор; 4 — трубопровод для переноса окисленного кокса; 5 — решетчатый сепаратор; 6 — циклонный сепаратор; 7 — водопровод; 8 — насос; 9 — холодильник кислоты.

тивотоке запыленного газа, содержащего 0,1% SO_2 . Толщина слоя изменялась от 250 до 750 мм, а время контакта — от 5 до 40 ч.

Эти результаты показали, что можно добиться почти полного улавливания при толщине слоя 750 мм в течение 5 ч. Такая же степень удаления SO_2 может быть достигнута и при меньшей толщине слоя и увеличении про-

должительности контакта, что ведет к уменьшению перепада давления и расхода кокса. Показано также, что при концентрации пыли 1,5—1,9 г/м³ и времени контакта 15—20 ч происходит забивание слоя, однако содержание пыли и летучей золы в очищенных газах составило 0,05—0,10 г/м³.

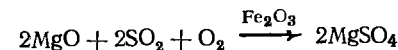
Штраус [824] предложил другой тип активированного угля, обладающего аналогичными свойствами. Такой уголь изготавливают экструзионным гранулированием пламенного угля. Последний получают из каменноугольной смолы, к которой до ее сжигания в строго контролируемых условиях добавляются активирующие добавки.

Активированный силикагель. Другим материалом, пригодным для высокотемпературной адсорбции SO_2 , является силикагель, обработанный солями железа [360]. Такой гель может применяться при температурах 350—400 °С. Регенерация образующегося SO_3 осуществляется при 700 °С. Предполагаемая установка включает две стадии адсорбции: на первой стадии дымовые газы проходят через слой силикагеля, а на второй гранулы адсорбента падают в потоке восходящего газа.

Адсорбция SO_2 на материале, введенном в камеру сгорания. Проблема коррозии в топочной камере бойлеров привела многих исследователей и, в частности Виккерта [940], к мысли о введении некоторых материалов, например доломита, в топочную камеру. Одновременно с предотвращением высокотемпературной и низкотемпературной коррозии и улучшением эксплуатационных условий

работы бойлера [738, 876] введение таких материалов уменьшало эмиссию SO_2 . Совершенно очевидно, что для того, чтобы адсорбция на доломите или известняке была эффективной, материал должен быть прокален перед его использованием. Реакция будет протекать тогда, когда материал будет вводиться в топочную камеру бойлера вблизи горелок при температуре выше 1100 °С. Расчеты показали, что при этой температуре необходимо 0,5 с для того, чтобы достичь полного обжига частицы размером 20 мкм [654].

Виккерт обжигал материалы, используемые в пилотной установке, при 1200 °С и получил необходимые данные для обожженной извести (CaO) и обожженного доломита ($\text{CaO} \cdot \text{Mg}$). Далее он нашел, что добавление к доломиту 1—2% Fe_2O_3 катализирует реакцию



В случае CaO каталитический эффект отсутствует.

Эксперименты на пилотной установке проводили многие исследователи. В ранних работах, осуществляемых на котлах с жидким топливом на нефтеперегонных заводах фирмы Мобил в Бремене [940] и в Вольфсбурге [360, 876], использовали систему, в которой порошок доломита (оптимальный размер частиц 10—15 мкм) вдували с помощью воздушной подушки в топочную камеру над горелками. По данным авторов, отмечалась высокая степень удаления серы при низких концентрациях SO_2 : 72% при содержании SO_2 250 млн⁻¹ и 85% при 136 млн⁻¹.

Исследования в промышленном масштабе были проведены на твердоотопливном бойлере мощностью 100 000 кг/ч. Доломит вдувался в пяти точках, как показано на рис. III-49 (от 1 до 5).

Температура в точке 1 была 1500 °С, тогда как в точке 5 она составила приблизительно 900 °С. Максимальная эффективность была найдена для точки 3 при температуре 1150 °С, что полностью соответствует лабораторным данным. Количество доломита в 2,5 раза превышало стехиометрическое количество, необходимое для связывания серы, содержащейся в угле. В этом случае точка 3 представляет собой компромисс между самой выгодной температурой и временем пребывания. Были проведены дальнейшие исследования, и опубликованы данные [963] для гашеной извести, порошкообразного известняка, едкого кали, а также доломита. Результаты, полученные для гашеной извести, несколько лучше, чем для доломита.

Поллок, Томани и Фрилинг [653] исследовали влияние добавки плава известняка с углем (10% от массы сжигаемого угля). Удаление серы из дымовых газов, содержащих 550—890 млн⁻¹ SO_2 , составило от 40 до 80%. В этом эксперименте материал рекуперировали в скруббере, описанном этими авторами вместе с результатами исследования скруббера. Было отмечено, что уменьшение добавки плава неэффективно.

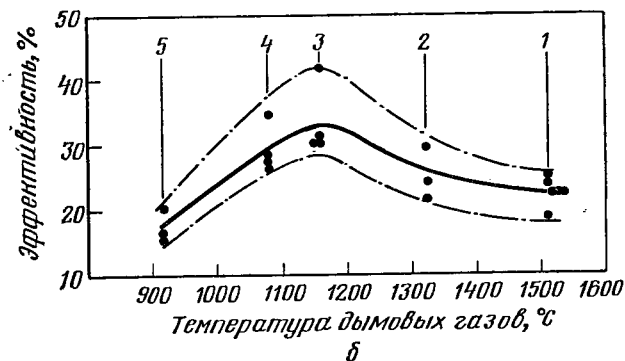
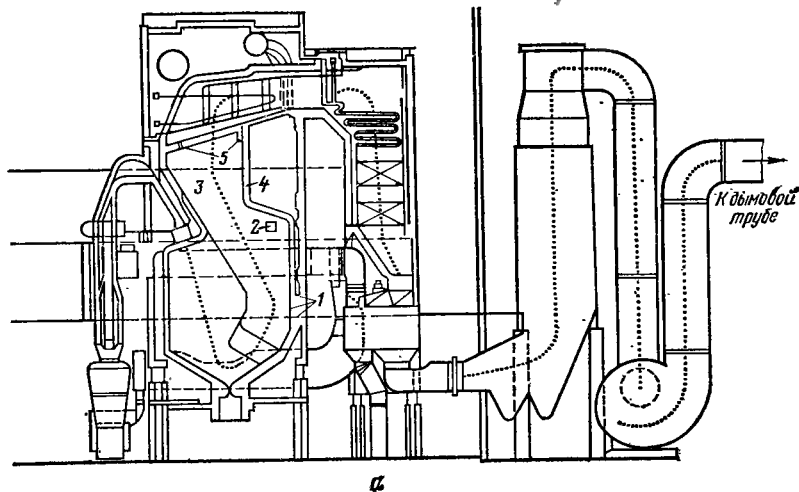


Рис. III-49. Схема абсорбции SO_2 доломитом с последующей очисткой на электрофилтрах [963]:

а — схема бойлера и точки инъекции; б — соотношение между температурой дымовых газов и эффективностью удаления двуокиси серы.

Гораздо более успешным решением, чем полностью сухой процесс Виккерта, была работа исследователей фирм Детройт Эдисон и Комбашен Инджиринг Ко. [653], представляющая собой дальнейшее развитие работы Поллака, Томани и Фридлинга. Доломит вдувается в углы топочной камеры над угольными горелками через инжекторы, направленные по оси угольных горелок вверх под уклоном на 15%, тогда как угольные инжекторы наклонены вниз.

Доломит вдувается либо в стехиометрическом отношении, или в полтора раза больше, чем количество SO_2 . Дымовые газы затем промывают в высокоэффективном скруббере с псевдоожиженным слоем стеклянных шариков размером 16 мм. Эффективность уда-

ления составляла 90—99,5%. При этом объемная скорость шлама должна составлять 1,75 м³/ч на 1700 м³/ч газа.

Существует ряд исследований японских авторов [34], посвященных добавке в топочную камеру известняка, смеси известняка с летучей золой и смеси известняка с гидроксидом магния. Найдено, что обессеривание составляло только 35—40%; такой же результат был получен Зентграфом [963]. С другой стороны, периодическое добавление этих материалов привело к изменению свойств веществ, осаждающихся на трубках пароперегревателя, что облегчало продувку и уменьшало скорость отложения нагара.

Другие процессы хемосорбции. Такие соединения, как перекиси, производные озона и другие кислородсодержащие соединения ($-\text{O}-\text{O}-$), легко переводятся в более простые соединения в присутствии катализатора. В ряде случаев таким материалом может быть активированный уголь, однако большинство соединений разлагается только в тех случаях, когда на уголь нанесен металлический катализатор, например металлическая медь, серебро, платина и палладий, которые наносятся на подложку из растворов их комплексных солей.

Существует много других примеров: окисление CO на оксиде меди или на I_2O_5 с образованием диоксида CO_2 , который затем абсорбируется известью; бромирование олефинов при пропускании их над углем, пропитанным бромом; улавливание на угле, пропитанном иодом, — паров ртути, на угле, содержащем ацетат свинца — сероводорода, а содержащем силикат натрия — фтористого водорода.

4. ПРОЦЕССЫ СЖИГАНИЯ. СЖИГАНИЕ В ПЛАМЕНИ

Если загрязняющие вещества легко окисляются, как, например, пары углеводородов в отходящих газах цехов растворителей или красок, то их удаление может быть осуществлено путем сжигания газов, причем образуются диоксид углерода и вода при сжигании углеводородов, или диоксид серы и вода — в случае органических сульфидов. Если концентрация этих примесей в газах достаточно велика и входит в область воспламеняемости, после первоначального поджигания будет поддерживаться процесс самоокисления. Самая низкая концентрация паров, при которой происходит этот процесс, является нижним пределом воспламеняемости, а самая высокая — верхним пределом воспламеняемости. В этих пределах может происходить регулируемое сжигание, однако в некоторых условиях возможен взрыв.

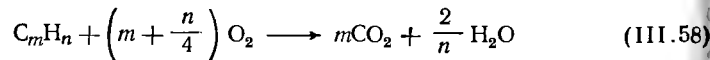
Температура, выше которой горение газов или паров поддерживается произвольно, называется температурой самовоспламенения и зависит от углеводорода и количества тепла, выделяющегося в процессе горения, — чистая доступная теплота сгорания в расчете на стандартный кубометр газа (Дж/м³ при 21 °C). Нижний предел горения составляет приблизительно 1,9 МДж/м³ при 21 °C, поэтому

для самоподдерживающегося горения необходимо тепло более этой величины; для пламени с хорошими параметрами горения желательнее тепловыделение более, чем 3,7 МДж/м³ (21 °С).

Для поддержания любого процесса горения необходимо соответствующее количество кислорода. При обычном сжигании необходимое количество кислорода на 10—15% больше стехиометрического, тогда как в процессах каталитического сжигания требуется только стехиометрическое количество. Кроме того, чтобы температура в камере сжигания или в пламени была достаточно высокой, необходимо интенсивное турбулентное перемешивание кислорода и сжигаемого газа и обеспечить достаточное время пребывания для полного сжигания. Эти факторы определяются конструкцией горелки и камеры сжигания, а также степенью предварительного смешивания газов.

Факел заранее перемешанной смеси короче, горячее и обычно голубого цвета, тогда как факел неперемешанных газов обычно очень яркий, что объясняется крекингом углеводородов и образованием раскаленных частиц углерода.

Основная химическая реакция окисления любого углеводорода C_mH_n :



Выделяющееся тепло ΔH является энтальпией, или теплотой при постоянном давлении. Второй закон термодинамики связывает ее с энергией Гиббса ΔG уравнением

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (III.59)$$

где ΔS — изменение энтропии, T — абсолютная температура.

Значения этих функций при 25 °С и 10⁵ Па называются стандартными и обозначаются ΔG° , ΔH° , ΔS° . Для отрицательных значений ΔG реакция термодинамически возможна, тогда как для значений ΔG от 0 до 42 000 Дж/кмоль вероятность самопроизвольной реакции невелика, однако этот вопрос заслуживает дополнительного исследования. При $\Delta G > 42 000$ Дж/кмоль самопроизвольная реакция невозможна.

Константу равновесия реакции можно записать

$$K_p = \frac{P_{CO_2}^m P_{H_2O}^{n/2}}{P_{C_mH_n} P_{O_2}^{m+n/4}} \quad (III.60)$$

и

$$\Delta G = -RT \ln K_p = -2,303RT \lg K_p \quad (III.61)$$

где p — парциальные давления веществ.

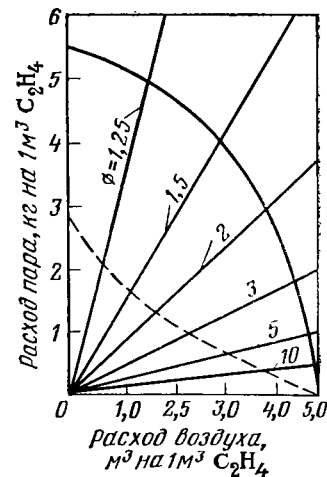
Некоторые типичные значения ΔH° , ΔG° (в МДж/кмоль) и $\lg K_p$ для окисления формальдегида (НСНО), пропана (C_3H_8) и этанола приведены ниже:

	ΔH_{25}° °С	ΔG_{25}° °С	ΔH_{84}° °С	ΔG_{84}° °С
НСНО	—579,9	—512,8	—518,2	—507,8
C_3H_8	—2044,9	—2075,0	—2041,5	—2107,7
C_2H_5OH	—2991,7	—3020,6	—3043,6	—3102,7

Прямое сжигание обычно осуществляется при температурах 700—800 °С, тогда как каталитическое сжигание — при 250—400 °С.

В том случае, когда тепла сгорания углеводородов в отходящих газах достаточно для того, чтобы теплота реакции превышала

Рис. III-50. Зависимость расхода воздуха с ацетиленом от массы пара при сгорании ацетилена (объемы воздуха и пара приведены к нормальным условиям: 0 °С и 100 кПа) [364].



1,9 МДж/м³, и эти углеводороды содержат токсичные газы (например, цианистый водород), такие газы обычно сжигают в факеле. В этом случае, однако возникает проблема значительного изменения объемных скоростей, что особенно важно для нефтеперерабатывающей промышленности.

Некоторые углеводороды, в частности ароматические соединения и др. с низким соотношением углерод — водород, при сжигании обычно дают коптящее пламя, для избежания этого добавляют воду в виде пара. При этом происходит реакция водяного пара с углеводородами с образованием водорода и СО.

Гесс и Штикель [364] теоретически и экспериментально изучали факельное горение ацетилена, определяли предельные значения минимально необходимого количества пара и воздуха, пределы цветности пламени, его стабильность и уровни шума. В результате этих экспериментов был построен график зависимости объемного соотношения воздух — ацетилен от массы пара для различных значений функции Φ , записываемой в виде

$$\Phi = \frac{\text{объем воздуха} + \text{объем пара}}{\text{объем пара}}$$

Пунктирной линией на рис. III-50 нанесено теоретическое (стехиометрическое) количество воздуха и пара, тогда как сплошная линия обозначает экспериментальную величину светимости пламени. Отсюда видно, что для создания наиболее экономичных условий процесса желательно работать в области между $\Phi = 5$ и осью абсцисс. Это указывает также, что одним из основных факторов для поддержания устойчивого пламени является подача достаточного количества воздуха.

Расчеты показывают, что для увлечения достаточного количества воздуха скорость газового потока должна приближаться к сверхзвуковой. Поэтому на практике обычно вокруг форсунок для впрыска газа располагают сопла для подачи пара с высокой скоростью, что иногда приводит к большому шуму факела. Другие виды факелов, когда используется предварительное смешение газов с воздухом (типа горелок Бунзена) или предварительное смешение с паром и последующее увлечение воздуха в форсунку, не нашли широкого применения. Вероятная причина этого заключается в

том, что такие установки не способны приспособляться к резким изменениям объемной скорости газов, при которых функционируют факелы.

Типичная конструкция факела с впрыском пара представлена на рис. III-51. Паровые форсунки, расположенные вокруг зоны факела, обеспечивают подачу смеси воздуха с паром для ускорения процесса горения. Необходимое количество пара колеблется от 0,05 до 0,33 кг/кг газа в зависимости от концентрации ароматических соединений в газе.

Предусмотрен также пусковой факел. Если концентрация горючих газов настолько мала, что она не обеспечивает минимального выделения тепла для реакции сгорания, то в ряде случаев используют предварительный подогрев газов. Для этой цели имеется кольцевая горелка. Если в газах, поступающих на факел, присутствует туман масла, его необходимо удалить на входе в трубу для обеспечения безопасных условий сжигания. Необходимо также принять меры против проскока пламени, если в сжигаемых газах присутствует кислород.

Сжигание в факеле применялось для удаления органических тиофосфатов, обладающих лакримогенными свойствами, а также углеводородов [569]. В производстве таких веществ технологический вакуум достигается с помощью паровых эжекторов, и сброс направляется в сборники горячего конденсата, что приводит к возникновению внутрицеховых загрязнений. Однако газы, выходящие из сборника конденсата, обычно горючи и могут подаваться на факел.

Альтернативой сжиганию газов в открытом факеле является их сжигание в замкнутой камере. В типичных конструкциях камер сжигания применяется циркулярное распределение потока, обеспечивающее высокую степень турбулентности и адекватное время пребывания (0,2—0,7 с) в малом объеме.

Существует ряд конструкционных решений, дающих более или менее равномерное смешение компонентов и требуемое время пребывания в камере сжигания. На рис. III-52, а показана горелка, от которой газы отталкиваются на распределитель пламени и проходят через слой пламени в направлении, отличающемся от направления газа. Температура в камерах ограничена 450°C, поэтому в них возможна лишь частичная конверсия углеводородов.

На рис. III-52, б показана горелка с тангенциальной подачей газов. Выхлопные газы входят в камеру сгорания через отражатель пламени, который способствует концентрированию газов у стенок. Этот тип камер сгорания особенно пригоден в тех случаях, когда концентрация кислорода в сжигаемых газах мала (менее 15%), а объемная скорость газов изменяется в широких пределах. В камере поддерживается температура в пределах 480—760°C.

В другом варианте камеры используется прямоточная горелка, тогда как газы поступают тангенциально. В такой конструкции должны быть предусмотрены стены из огнеупорных материалов или

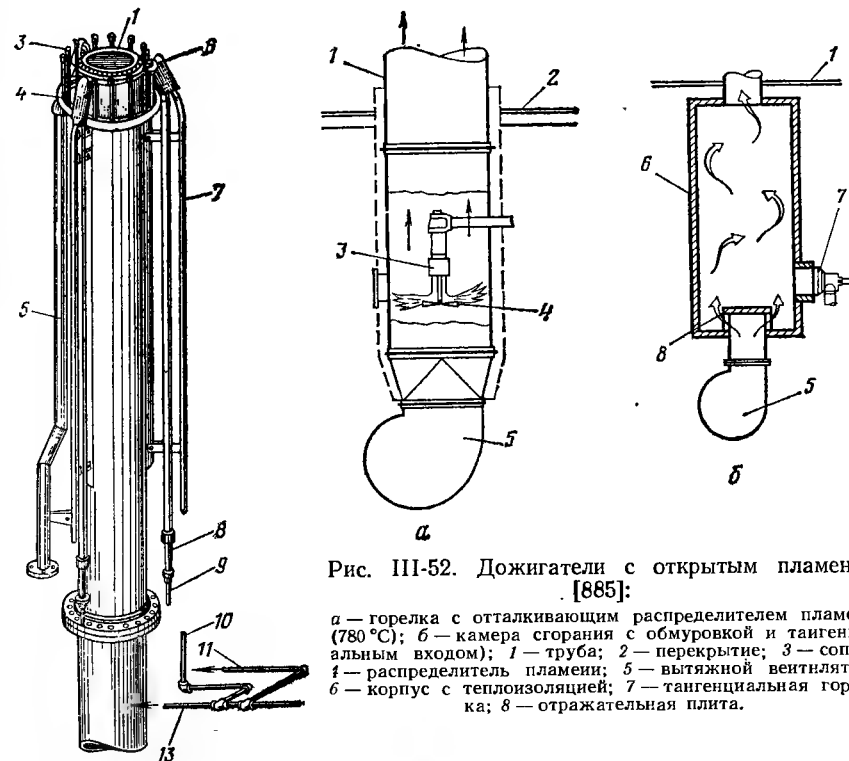


Рис. III-52. Дожигатели с открытым пламенем [885]:

а — горелка с отталкивающим распределителем пламени (780°C); б — камера сгорания с обмуровкой и тангенциальным входом; 1 — труба; 2 — перекрытие; 3 — сопло; 4 — распределитель пламени; 5 — вытяжной вентилятор; 6 — корпус с теплоизоляцией; 7 — тангенциальная горелка; 8 — отражательная плита.

Рис. III-51. Факел с впрыском пара [715]:

1 — паровпрыскивающие форсунки; 2 — коллектор пара; 3 — линия питания пара; 4 — переднее воспламеняющее устройство; 5 — трубка; 6 — смеситель пускового факела; 7 — тройник.

материалов, выполняющих роль теплообменника с поступающими газами.

В более современных установках используются горелки с предварительным смешением, такие как модель Комбастифьюм [167] (рис. III-53). Достоинством таких горелок является короткое пламя, а также полное смешение компонентов (рис. III-54).

Исследовалась также возможность дополнительного предварительного подогрева газа (рис. III-55), причем оказалось, что в этом случае для одинаковой степени сжигания были достаточны более низкие температуры при меньшем времени пребывания. Для работы таких горелок необходимы гораздо более высокие скорости — порядка 20—40 м/с по профилю сопла горелки, вместо 10 м/с в традиционных камерах сгорания.

Проектирование таких камер сгорания требует особенно тщательных расчетов для того, чтобы не допустить перегрева огнеупорной облицовки; кроме того, необходимо предусмотреть конт-

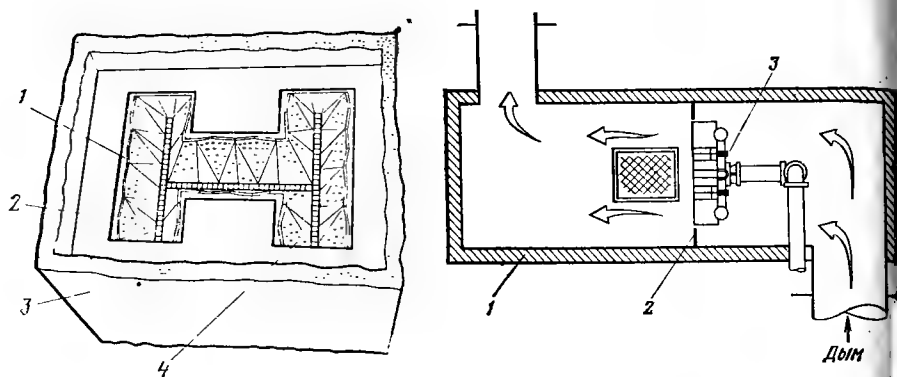


Рис. III-53. Горелка с предварительным смешением (модель «Комбастифьюм» — название зарегистрировано фирмой Маклан Инк., Индиана) [895]:
1 — боковое отверстие горелки; 2 — боковая плита; 3 — корпус сжигателя; 4 — горелка.

Рис. III-54. Устройство горелки с предварительным смешением [895]:
1 — корпус с теплоизоляцией; 2 — боковая плита; 3 — горелка (модель «Комбастифьюм»).

роль за работой горелок и их регулирование во избежание взрыва.

Выходящие из камеры газы могут либо выбрасываться непосредственно в атмосферу, либо пропускаться через теплообменник с целью рекуперации тепла горячих газов. В таких конструкциях обычно используется дополнительная газовая или нефтяная горелка, нагревающая газы выше их температуры самовоспламенения [713]. Для паров нефти достаточны более низкие температуры, тогда как для метана и ароматических углеводородов необходимы более высокие температуры.

Типичными областями применения дожигателей с открытым пламенем является дожигание газов со скотобоен и салотопен для удаления неприятных запахов, органических отходов цехов эмалированной проволоки [69], отходящих газов стержневых печей [49] и оксидов азота, образующихся в процессе нитрования [214]. Оксиды азота [214] предварительно смешиваются с природным газом до подачи в камеру, куда добавляется воздух, необходимый для полного сжигания.

Более простой по конструкции является установка для дожигания отходящих газов от печей для сушки стержней; она представляет собой камеру с небольшой насадкой из огнеупорных материалов. Хотя время пребывания в такой камере не превышает согласно расчетам 0,05 с, применение относительно высоких температур (800—1000 °C) позволяет достичь удовлетворительных результатов. Исследования, проведенные в цехе нанесения эмалей на проволоку, показали, что около 90% углеводородов окисляются при нагревании выше 685 °C; подобные же результаты были получены для отходящих газов печей цеха покрытия металлов [895]. В обоих случаях время пребывания составляло 0,3 с.

Рекуперация тепла газов сгорания может улучшить экономические показатели эксплуатации обычных (и, конечно, каталитических) установок дожигания. Рекуперация тепла может осуществляться либо в системах регенерации (кольцевой теплообменник Монгстрема), либо в рекуперационных установках, где теплоперенос происходит через гофрированные металлические поверхности.

В одном из вариантов гофрируют поверхность плоских труб, причем получают противоточные системы, обладающие большой механической прочностью при высоких температурах [68]. В установке Монгстрема используется теплообменник барабанного типа, в котором теплообменный элемент вращается в соприкасающихся, но разделенных потоках входящего и отходящего газов. Поскольку поверхности барабана соприкасаются поочередно с обоими потоками, то тепло, аккумулированное отходящими газами, отбирается и передается к потоку входящего воздуха или газа.

Подобные камеры сгорания могут применяться в тех случаях, когда изменение газового потока не слишком велико и добавочное топливо (если оно необходимо) очень дешево. Это объясняется тем, что газы и воздух (если его количество превышает стехиометрическое) должны быть нагреты до температуры сгорания. Тщательно рассчитанные камеры могут быть использованы для сжигания неорганических веществ и твердых частиц, присутствующих в больших количествах и препятствующих каталитическому сжиганию.

5. КАТАЛИТИЧЕСКОЕ СЖИГАНИЕ ОРГАНИЧЕСКИХ МАТЕРИАЛОВ

Каталитическое сжигание представляет собой дальнейшее расширение технологии сжигания газов в замкнутом пространстве;

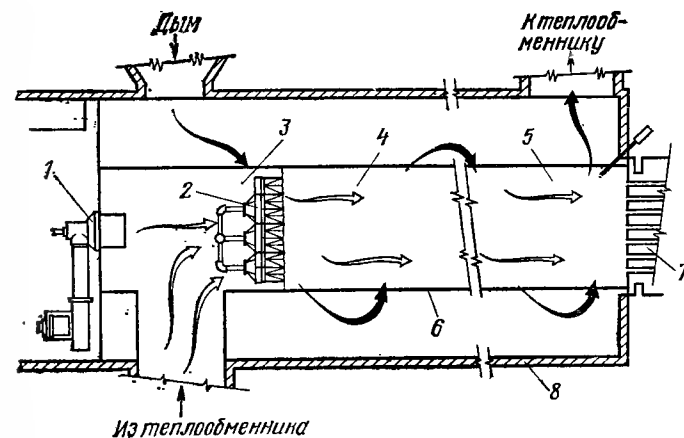


Рис. III-55. Горелка с предварительным смешением, теплообменником и предварительным подогревом [895]:

1 — горелка туннельного типа; 2 — горелка модели «Комбастифьюм»; 3 — камера предварительного нагрева; 4 — камера сжигания угля; 5 — контрольная камера; 6 — обшивка из нержавеющей стали; 7 — теплообменник; 8 — корпус с теплоизоляцией.

к его преимуществам относится тот факт, что окисление на поверхности катализатора происходит при температуре ниже температуры самовоспламенения и при таких концентрациях горючих газов, которые не обеспечивают тепловыделения, необходимого для протекания самоподдерживающейся реакции горения. Дополнительным преимуществом является расход для каталитического сжигания только лишь стехиометрического количества кислорода (из воздуха), поэтому отпадает необходимость в предварительном подогреве.

Обычно любые газообразные органические соединения могут подвергаться каталитическому сжиганию при условии, что продукты сгорания сами газообразны. К таким органическим примесям относятся соединения, содержащие серу или азот, но не кремний- и фосфорорганические соединения. Если содержание неорганической пыли в сжигаемом газе велико, она должна быть предварительно удалена, однако малое ее количество, которое обычно содержится в воздухе, может пройти через установку каталитического сжигания и в ряде случаев даже уловлено в ней. Этот осадок удаляется при периодической (годовой или полугодовой) промывке катализатора.

Особенностью процесса каталитического сжигания является природа окисляющего вещества. К таким веществам относятся следующие.

1. Активный металлический катализатор на металлическом носителе. Катализатор — платина или другой благородный металл — вместе с промоторами наносят на стружку из никелевого сплава. Разработаны специальные катализаторы для селективных реакций. Обычная каталитическая установка представляет собой неглубокую матрицу, хотя для некоторых операций используются цилиндрические патроны. Оригинальные типы установок были разработаны Руффом и Сутером [714] (Отделение каталитического сжигания фирмы Юниверсал Ойл Продактс).

2. Активный металлический катализатор на подложке из оксида металла. Тонкий слой металла платиновой группы наносят на подложку — обожженный α -оксид алюминия либо фарфор (свечного типа). Подложку изготавливают в виде цилиндрических гранул, расположенных рядами, смещенными по отношению друг к другу.

Катализатором может быть также γ -оксид алюминия с большой удельной поверхностью и платиновым покрытием [917] (процессы «Оксикат» и «Дегусса»).

К этой же группе относится палладиевый катализатор на подложке из оксида алюминия. Он может применяться для удаления кислорода из газовых потоков, содержащих водород и кислород в стехиометрическом (и нестехиометрическом) отношении (процесс «Деоксо»).

3. Активный катализатор — оксид металла на подложке из оксида металла. Активные оксиды (например, γ - Al_2O_3), обладающие

высокой удельной поверхностью, могут быть нанесены на подложку из оксида металла (например, на α - Al_2O_3). Такая система обладает следующими преимуществами: она способна выдерживать высокие температуры; в ее состав входят дешевые материалы (по сравнению с катализаторами из благородных металлов); кроме того, она может быть изготовлена в виде стержней или таблеток.

Такие катализаторы были первыми, применявшимися для очистки воздуха еще в 1927 г., хотя метод очистки не был в то время еще широко распространен. К этой категории относятся также катализаторы, целиком состоящие из активного материала, включая и подложку; такие катализаторы называются иногда «бесподложечными». К их числу относится смесь оксидов меди и марганца («Хопкалит»), обеспечивающая полное сгорание углеводородов при 300—400°C, за исключением метана (30% при 400°C) [890].

4. Активный оксид металла на металлическом носителе. Гудри [375] запатентовал каталитическую систему, представляющую собой металлическую проволоку в качестве подложки, покрытую слоем импрегнированного оксида металла; такая система одновременно является термосопротивлением. О промышленном применении системы сведений нет [890].

Температура, которая обычно необходима для начала каталитической реакции, зависит от присутствующих в газе углеводородов. Так, водород окисляется при комнатной температуре, бензол — при 227°C, тогда как метан лишь частично окисляется при 404°C. Для сушильных лакокрасочных печей, например, обычно температура на входе в катализатор в начале реакции поддерживается на уровне 330°C, и затем в процессе ее снижают до 204°C, когда концентрация горючих примесей приближается к четверти нижнего предела воспламенения. Более подробные сведения о температуре зажигания катализаторов приведены в табл. III-8.

Температура катализатора лишь несколько выше температуры отходящих газов, и рост температуры газов примерно совпадает со значением, рассчитанным из данных тепловыделения реакции.

Катализатор может располагаться в газовом потоке с рециркуляцией или без нее; иногда отходящие газы используются для его предварительного подогрева или для производства пара (рис. III-56). Для слоя стружечного катализатора высотой 60 мм линейная скорость газового потока должна обеспечивать достаточное время пребывания газов. Перепад давления на такой установке составляет около 100 Па.

Активность катализаторов, нанесенных на подложки с высокой удельной поверхностью, уменьшается, если они работают при 800°C в течение длительного времени. Для γ -оксида алюминия это объясняется уменьшением активной поверхности, увеличением доли α -оксида, отличающегося инертностью, экстракцией оксида алюминия материалом подложки.

Наиболее сложной проблемой, возникающей в процессе каталитического сжигания, является постепенная дезактивация или отравление катализатора при длительном сроке службы или при неожиданном появлении ядов в газовом потоке. Дезактивация обусловлена либо химическим взаимодействием газов с катализатором, либо покрытием катализатора слоем дезактивирующего вещества.

При использовании катализаторов с активным компонентом оксидом меди хлор и газообразный хлористый водород реагируют с ним с образованием хлорида меди. Если в основе катализаторов используются оксиды алюминия, газы, содержащие сернистые соединения, реагируют с образованием сульфатов. С другой стороны, взаимодействие оксидов с SO_2 при 300°C очень ограничено.

Фосфорорганические соединения, встречающиеся в аэрозолях, образуемых смазками, при окислении дают фосфорную кислоту, которая покрывает катализатор тонким дезактивирующим слоем. Однако присутствие небольших количеств фосфинов и органических фосфатов практически незначительно влияют на эффективность работы катализатора с большой площадью поверхности [917].

Тяжелые металлы — свинец и мышьяк — действуют подобно фосфатам, образуя тонкие дезактивирующие пленки. Дезактивация и засорение катализатора могут быть обусловлены присутствием

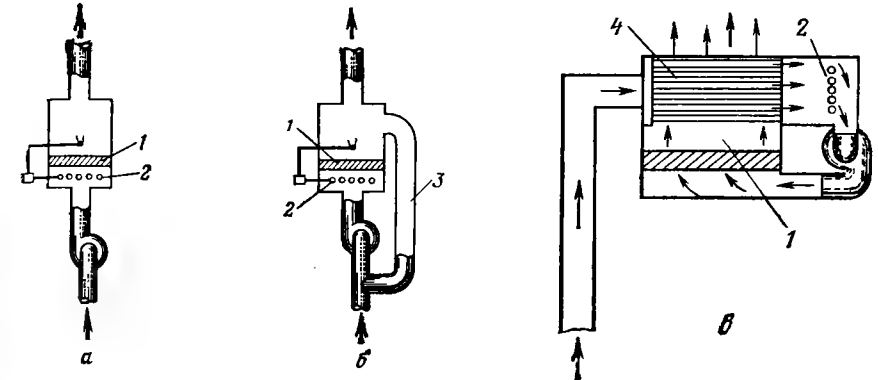


Рис. III-56. Установки каталитического сжигания в потоке газа [618]: с горелками, имеющими предварительный подогрев:
а — базовая установка; б — установка с предварительным подогревом путем частичной прямой рециркуляции; в — то же, с подогревом от теплообменника; 1 — катализатор; 2 — горелка с предварительным подогревом; 3 — рециркуляционная труба; 4 — теплообменник.

пыли в очищаемом газе. Если эта пыль огнеупорна (оксиды алюминия, кремния и железа), ее дезактивирующее действие может быть постоянным; если не произошло спекание, фильтрующие элементы могут быть очищены и активность катализатора частично восстановится.

Временная потеря активности может быть вызвана отложением мелкой угольной пыли и сажи вследствие неполного сгорания в камере. В этом случае уголь выжигается из катализатора при кратковременном повышении температуры до 350°C , однако желательно достичь чистого пламени, если предусмотрены длительные периоды эксплуатации.

В ряде случаев эти установки являются источником тепла для подогрева отходящих углеводородных газов в некоторых отраслях промышленности.

Экономика рекуперации тепла будет рассмотрена в главе XII.

6. КАТАЛИТИЧЕСКОЕ ОКИСЛЕНИЕ И РАЗЛОЖЕНИЕ

Наряду с каталитическим сжиганием органических веществ для удаления диоксида серы из дымовых газов можно использовать каталитическое окисление, тогда как каталитическое восстановление оксидов азота может применяться в производстве азотной кислоты, где этот процесс более эффективен, чем удаление оксидов в скрубберах, описанное на с. 150.

Диоксид серы

На первый взгляд кажется, что простейшим методом удаления SO_2 из дымовых газов является ее прямое окисление до SO_3 и последующая абсорбция серной кислотой. Однако на практике

ТАБЛИЦА III-8

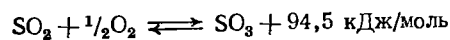
Температура зажигания катализаторов при каталитическом сжигании [618]

Процесс	Загрязняющие вещества в выхлопных газах	Температура каталитического окисления, $^\circ\text{C}$
Окисление асфальта	Альдегиды, антрацены, пары масла, углеводороды	320—370
Производство сажи	Водород, оксид углерода, метан, углерод	650—980*
Установки каталитического крекинга	Оксид углерода, углеводороды	340—450
Печь для сушки стержней	Парафины, пары масел	320—370
Производство формальдегида	Водород, метан, оксид углерода, формальдегид	340
Производство азотной кислоты	Оксиды азота II и IV	260—650**
Печь литографии на металле	Растворители, смолы	260—400
Производство октилфенола	Фенол	320—430
Производство фталевого ангидрида	Маленовая и фталевая кислоты, нафтахиноны, оксид углерода, формальдегид	320—340
Производство полиэтилена	Углеводороды	260—650
Печатные прессы	Растворители	320
Изготовление лаков	Углеводороды	320—370
Печи для нанесения покрытий и эмалей	Растворители, лаки	320—370

* Для сжигания (окисления) углерода требуется температура выше 650°C .
** Требуется восстановительная атмосфера.

возникают затруднения, связанные с относительно высокой температурой, необходимой для проведения каталитического окисления. Это относится и к удалению летучей золы из дымовых газов при высоких температурах до подачи газа в контактный аппарат, а также и к эффективному улавливанию тумана серной кислоты до выброса очищенного газа в атмосферу.

Окисление SO_2 можно представить в виде равновесной реакции



Константа равновесия этой реакции

$$K_p = \frac{p_{\text{SO}_3}}{p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}}$$

Ниже приведены константы этой реакции при различных температурах:

$T, \text{ K}$	$t, ^\circ\text{C}$	$K_p [415]$	$K_p [944]$
600	327	4780	4015
800	527	53,0	32,3
1000	727	3,67	1,83
1200	927	0,630	0,276
1500	1227	0,114	—

Из этих данных видно, что при температуре ниже 800 К равновесие сминуто в сторону образования SO_3 , тогда как при температуре факела (свыше 1500 К) равновесие сминуто в сторону образования SO_2 . Это равновесие было тщательно исследовано [944] в связи с его огромным промышленным значением в производстве серной кислоты. Так же тщательно была изучена кинетика процесса и катализаторы.

Необходимо отметить, что количество SO_3 , образующегося при пламенном сжигании в избытке кислорода несколько выше, чем равновесное количество при молекулярной реакции. Это увеличение, вероятно, объясняется наличием атомарного кислорода в пламени [352]. Гомогенное окисление SO_2 оксидами азота в отсутствие катализаторов может иметь значение при более низких температурах (900—1050°C); этот процесс может проходить на последних стадиях горения в бойлерных системах [188].

Юнгтен [415] сообщает, что при 400—600°C и избытке воздуха роль катализатора может выполнять стальной газопровод, причем конечная концентрация SO_3 составляет примерно 1% по отношению к исходному оксиду SO_2 . Чтобы рассматривать конверсию SO_2 в SO_3 как основу метода удаления оксидов серы из дымовых газов, необходимо, чтобы степень конверсии была более 90%.

Бинсток, Филд и Майерс [256] использовали моделированный газовый поток и промышленные катализаторы окисления, а также разработанный ими катализатор. Степень конверсии SO_2 на промышленных катализаторах (за исключением V_2O_5 на силикагеле, промотированного K_2O , Harshaw V 0204), не превышала 50%.

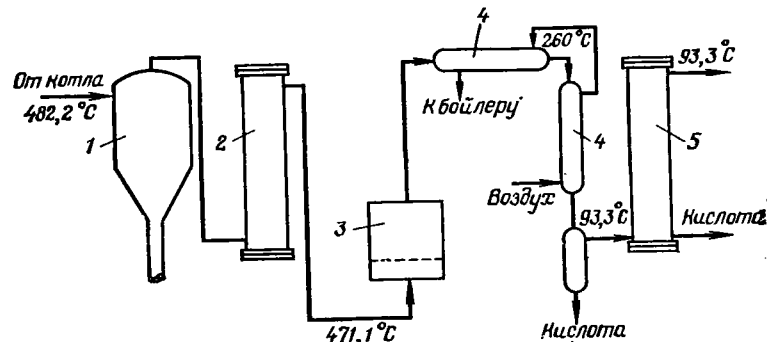


Рис. III-57. Каталитическое окисление диоксида серы; технологическая схема кат.-окисл. процесса фирмы Монсанта [112]:

1 — циклон; 2 — электрофилтр; 3 — контактный аппарат; 4 — теплообменник; 5 — туманоуловитель.

Исключение составил катализатор, при котором достигалась степень конверсии 85% при 380°C. Разработан специальный щелочной ванадиевый катализатор (39,6% SiO_2 , 16,5% K_2O , 27,3% SO_3 , 7,1% V_2O_5 и 9,5% H_2O), который сушили при 430°C и гранулировали. Для этого катализатора степень конверсии составила 97% при 365°C для типичного состава дымовых газов.

Процесс подобного типа «Кат-Окс» (рис. III-57) был разработан фирмой Пенсильвания Электрик совместно с Эйр Прехитер, Монсанта и Рисерт-Коттрелл Инк. и в настоящее время предлагается фирмой Монсанта.

Первоначальные исследования на пилотной установке были выполнены в 1961 г., мощность установки составила 2550 м³/ч [112], с тех пор установка мощностью 40 800 м³/ч проходит тщательные испытания на котле № 2 мощностью 250 МВт Метрополитен Эдисон Компани в Портленде [818]. Летучую золу улавливают на электрофилтрах при 485°C; проектная эффективность электрофилтра равна 99,5%. Затем газ, содержащий около 2000 млн⁻¹ SO_2 и 20 млн⁻¹ SO_3 , проходит через тонкий слой катализатора при 470°C, и при эффективности конверсии 90% на выходе газ содержит 1820 млн⁻¹ SO_3 и 200 млн⁻¹ SO_2 .

После каталитической конверсии газы проходят через трубчатый теплообменник и воздушный регенеративный подогреватель Льюнгстрема, где температура газов снижается. Затем пары серной кислоты, образовавшейся при взаимодействии SO_3 и паров воды, присутствовавших в отходящих газах, абсорбируются потоком холодной серной кислоты в насадочной абсорбционной башне. При этом газы охлаждаются, а кислота разогревается.

Нагретая серная кислота стекает на дно абсорбера, после чего охлаждается в холодильнике. В процессе охлаждения газов и абсорбции образуется значительное количество тумана серной кис-

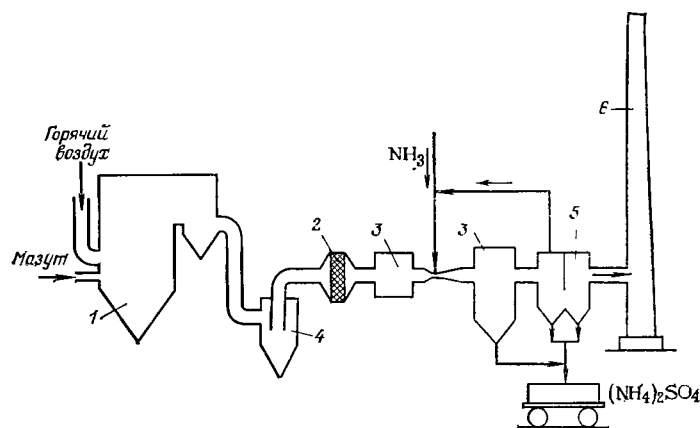


Рис. III-58. Каталитическое окисление SO_2 (процесс Кьюра Т.И.Т. с получением сульфата аммония) [443]:

1 — бойлер; 2 — контактный аппарат; 3 — теплообменник; 4 — высокотемпературный пылеуловитель (электрофильтр или циклон); 5 — рукавный фильтр или электрофильтр; 6 — дымовая труба.

лоты, который захватывается газовым потоком. Капли тумана удаляются в туманоуловителе Бринка, представляющем собой аппарат с набивкой из волокна и отличающемся высокой эффективностью при большом расходе газа.

Результаты, полученные на такой установке, показали, что из дымовых газов может быть удалена практически вся летучая зола, 90% SO_2 и 99,5% полученной серной кислоты. Средняя концентрация кислоты составляла 80% и несколько менялась при изменении температуры отходящих газов. Аналогичная установка работала более 4000 ч в 1969 г., в том числе 24 сут в непрерывном режиме.

Альтернативный вариант каталитического окисления, находящийся на завершающей стадии разработки, предложен Кьюрой [443, 444] из Технологического института г. Токио — процесс Кьюра ТИТ (рис. III-58). В этом процессе используется аммиак, смешанный с окисленным SO_2 в газовом потоке, причем образуется сульфат аммония. Воздушный подогреватель сконструирован в виде двухступенчатого аппарата, и инжекция аммиака происходит в смесителе Вентури между этими ступенями.

После успешных лабораторных испытаний были проведены эксперименты на пилотной установке производительностью 510 $\text{м}^3/\text{ч}$. Установка соединена с котлом, работающим на мазуте, содержание серы в котором составляет 3,5%; горячие топочные газы очищаются на керамических фильтрах перед их подачей в контактный аппарат, содержащий три слоя ванадиевого катализатора при 420—450°C. Степень конверсии составляет 91—93% при объемной скорости газа 915 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; в лабораторном масштабе испытывались более высокие скорости [свыше 2100 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$].

Горячие газы охлаждаются в высокотемпературном теплообменнике, куда вводится предварительно охлажденный аммиак, дальнейшее охлаждение газа до 140°C происходит в трубчатом холодильнике. Сульфат аммония осаждается на электрофильтре при напряжении 59—63 кВ, выход соли 97,5%. Полная рекуперация составляет 90%, чистота сульфата аммония достигает 99,2%, что практически соответствует марке ч. д. а. Пилотная установка эксплуатировалась в непрерывном режиме в течение многих месяцев. Можно предположить, что одним из достоинств этого процесса является то, что продукт не коррозионно-активен, поэтому частично исключены проблемы коррозии, с которыми сталкиваются в производстве серной кислоты. Чистота конечного продукта опровергает предположение, высказанное ранее Джовичем [408], что примеси в газовом потоке и, в частности, смолистые вещества будут отравлять катализатор, работающий при температуре ниже 300°C, а также загрязнять продукт.

При промывке в скрубберах отходящих газов цехов обжига металлических руд начальное содержание SO_2 снижается от 3—8 до 0,05—0,2% (в зависимости от состава поступающего в скруббер газа и от условий проведения процесса). Эта концентрация практически такая же, что и концентрация SO_2 в дымовых газах тепловых электростанций, работающих на высокосернистом твердом топливе.

Возможно, что в будущем процессы мокрой очистки или простого каталитического окисления не будут приемлемыми для очистки обжиговых газов.

Основными четырьмя металлическими рудами или концентратами, на основе которых развивается производство серной кислоты, являются железная, цинковая, медная и свинцовая руды. Железо относится к особой категории, поскольку пириты (FeS_2) и пирротиты (Fe_7S_8) обжигают прежде всего с целью получения серной кислоты, и лишь в некоторых местах (в основном в Италии) экономически выгодно получать гранулированный огарок для металлургической промышленности. В случае обжига других металлов основным продуктом является оксид металла, а SO_2 — побочным продуктом. Если газы используются в обычном контактном цехе, оптимальная концентрация диоксида серы в исходном газе составляет 7—7,5% (об.); при более низких концентрациях (3,5—4%) условия процесса термически сбалансированы, а при еще более низких концентрациях для конверсии необходим подвод тепла извне.

Пары металла и твердые частицы, захватываемые газовым потоком из печи обжига, приводят к отравлению катализатора и забиванию слоя, поэтому предварительно обжиговый газ должен быть тщательно очищен до его подачи в контактный аппарат. Загрязнение получаемой кислоты мышьяком, ртутью, свинцом или селеном, содержащимися в руде, тоже представляет собой важную проблему. Ниже приведены предельно допустимые концентрации

загрязнений (в мг/м³ в расчете на сухую массу) в обжиговых газах (до 7% SO₂), поступающих в контактный аппарат:

Хлориды (Cl)	. . . 1,2	Ртуть (Hg)	. . . 0,25
Фториды (F)	. . . 0,25	Селен (Se)	. . . 50,0*
Мышьяк (As ₂ O ₃)	. . . 1,2*	Твердые вещества (об- щее)	. . . 1,2
Свинец (Pb)	. . . 1,2	H ₂ SO ₄ (туман), 100%	50

* Возможно, что содержание As₂O₃ и Se вообще недопустимо в кислоте.

Отходящие газы из цеха серной кислоты при расчетной степени конверсии 98% все же содержат 0,14%, или 1400 млн⁻¹ SO₂. Эта концентрация является недопустимой для новых цехов обжига, вследствие чего используют процесс двойного катализа (процесс фирмы Байер) [576], называемый иногда процессом с промежуточной абсорбцией [225]. В этом процессе достигается степень конверсии 99,8% при оптимальной концентрации в питающем газе около 9% SO₂, практический нижний предел концентраций равен 7,5%. Тогда остаточное содержание диоксида серы в выхлопном газе составляет 150—180 млн⁻¹ и соответственно увеличивается выход серной кислоты.

Оксиды азота

Привлекает внимание метод удаления оксидов азота путем их каталитического разложения на кислород и азот. Различные аспекты этой проблемы были детально рассмотрены Баггом [50]. Вначале Грин и Хиншельвуд [319] показали, что платина при 100—1500°C катализирует процесс разложения оксида азота (II). Это мономолекулярная реакция, замедляющаяся в присутствии кислорода. В более поздних работах было показано, что платино-родиевые сплавы [46] и оксиды некоторых тяжелых металлов (например, оксид меди на подложке из силикагеля [27] тоже являются эффективными катализаторами разложения.

В промышленных масштабах используется только метод восстановления отходящих газов производства азотной кислоты с применением платинового или палладиевого катализатора вместе с топливным мазутом; эффективность метода превышает 90%. В ряде случаев считается достаточным восстановление до оксида азота (II), когда выхлопные газы становятся бесцветными. На это расходуется стехиометрическое количество горючего газа, например природный или доменный газ, СО, Н₂ и пары керосина. Для полного восстановления необходимо дополнительное количество горючего газа, который должен реагировать как с кислородом, так и с диоксидом азота. Температура процесса должна быть ниже 850°C, и в случае присутствия больших количеств кислорода следует использовать двухстадийный процесс для того, чтобы температура во время реакции не превысила 850°C. Температура зажигания изменяется от 150 (если в качестве топлива используют водород или оксид углерода) до 400°C (если используют метан).

Наиболее эффективным катализатором является палладий, нанесенный на поверхность сотовой структуры оксида алюминия или мюллита.

Оксид углерода

Чтобы предотвратить ухудшение свойств ванадиевого катализатора в производстве аммиака, необходимо удалить оксид углерода из синтез-газа при давлении 7·10⁵—14·10⁵ кПа. Эффективным катализатором этого процесса является платина на подложке при 160°C. Типичные результаты приведены ниже:

		Концентрация, млн ⁻¹ на входе на выходе				Концентрация, млн ⁻¹ на входе на выходе	
СО		3000	8	СО ₂ *		900	900
О ₂		4500	5	СН ₄		4600	4600

* Повышенные концентрации СО₂ обусловлены присутствием большого количества СО в отходящих газах (особенно при наличии кислорода).

АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ СРЕДЫ ДВИЖЕНИЮ ЧАСТИЦ

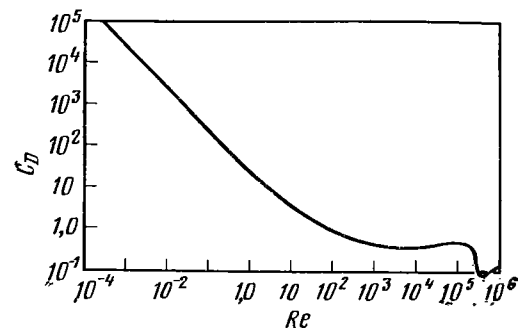
Удаление молекул из газовых потоков, обсуждавшееся в предыдущей главе, определяется главным образом процессом диффузии. С другой стороны, при удалении частиц гораздо большую роль играют такие процессы, как гравитационное разделение и центрифугирование, перехват и инерционное столкновение, или действие электростатических, термических или магнитных сил.

В сущности установка для удаления частиц представляет собой систему, через которую проходит газовый поток и в которой частицы подвергаются воздействию некоторых сил, способствующих удалению этих частиц из потока. Для эффективности работы установки прикладываемые силы должны быть достаточно велики, чтобы удалить частицу из газового потока за время ее пребывания в улавливающей системе. Действующие силы придают частице составляющую скорости, отличающуюся по направлению от направления газового потока, и при движении частицы поперек движения потока они испытывают сопротивление газа. Движение частиц в движущихся средах недостаточно изучено, хотя совершенно ясно, что частицы вращаются и приобретают составляющие скорости, направленные вверх и в сторону, подобно нагрузкам, испытываемым любой несущей поверхностью. Вследствие ограниченности знаний о сопротивлении среды предполагается, что это сопротивление аналогично сопротивлению, испытываемому частицей при ее движении в стационарной среде.

Расчет сопротивления среды при наличии поперечного движения частицы является основополагающим для определения эффективности конкретного механизма удаления частицы из газового потока. Например, в простейшей очистной установке — пылесадительной камере, представляющей собой замкнутое пространство, через которое проходит газовый поток, действующему на частицы полю тяготения Земли противостоит сопротивление газового потока падающим частицам. Крупные частицы, падающие быстрее, улавливаются, в то время как более мелкие частицы, которые не успевают осесть за время пребывания газового потока в камере, могут проскочить.

В этой главе обсуждаются методы расчета сопротивления среды движению частиц под действием внешних сил. Следующие разде-

Рис. IV-1. Соотношение между коэффициентом лобового сопротивления и числом Рейнольдса для сферических частиц [493].



лы посвящены взаимодействию приложенных внешних сил с сопротивляющейся средой и методам применения этих расчетов для определения эффективности газоочистной установки.

Наиболее простым примером расчета системы газ — частица является расчет сферической частицы, движущейся с установившейся постоянной скоростью в непрерывном бесконечном потоке. Поэтому вначале будет рассмотрен этот случай, а другие типы частиц и другие факторы будут связываться с этой системой. Рассмотрим следующие варианты:

дискретный поток; частицы, движущиеся с ускорением; частицы, движущиеся вблизи стенки; взаимодействие друг с другом нескольких частиц; частицы несферические по форме; турбулентный поток.

Многие из этих факторов были более детально рассмотрены Хэппелем и Бреннером [337] и Торобиным и Говэном [805]. Тем не менее в последующих разделах приведены кратко наиболее важные необходимые для расчетов уравнения.

1. СОПРОТИВЛЕНИЕ СРЕДЫ В СЛУЧАЕ СФЕРИЧЕСКИХ ЧАСТИЦ, ДВИЖУЩИХСЯ С ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТЬЮ

Даже для упрощенной модели сферы, движущейся поперек ламинарного потока с установившейся постоянной скоростью, уравнение зависимости между сопротивлением среды и скоростью частицы очень сложно. Однако данные, связывающие эти функции, могут быть представлены одной кривой [675] (рис. IV-1). По оси абсцисс отложен логарифм безразмерной функции относительной скорости в виде числа Рейнольдса для частицы

$$Re = u d \rho / \mu \quad (IV.1)$$

где u — относительная скорость; d — диаметр сферы (или линейный размер частицы); ρ — плотность среды; μ — вязкость среды.

Ордината представляет собой логарифм функции, называемой коэффициентом лобового сопротивления C_D , определяемой уравнением

$$C_D = \frac{F}{A \cdot \frac{1}{2} \rho u^2} \quad (IV.2)$$

где F — функция сопротивления среды; A — площадь поверхности, перпендикулярной направлению движения; $\frac{1}{2} \rho u^2$ — кинетическая энергия единицы поверхности среды, движущейся за частицей.

Для сферической частицы величина A равна $\pi d^2/4$, при этом уравнение (IV.2) переходит в следующее:

$$C_D = \frac{8F}{\pi \rho u^2 d^2} \quad (IV.3)$$

Кривую, представленную на рис. IV-1, можно разбить на четыре участка, каждый из которых характеризует особое явление, зависящее от вида обтекания частицы потоком, поэтому для расчета коэффициента лобового сопротивления на каждом участке можно использовать соответствующие формулы.

При очень низких скоростях, т. е. при числах Рейнольдса порядка 0,1, поток перед и за частицей обладает симметрией (рис. IV-2, а).

Элементы среды, набегающие на частицу, приобретают некоторое боковое ускорение, действие сил инерции слишком слабо, чтобы вызвать запаздывание в смыкании потока за частицей. Это область вязкого обтекания, или область Стокса. Для этих условий Стокс [820] нашел, что сопротивление потока может быть определено следующим образом

$$F = 3\pi \mu d u \quad (IV.4)$$

Это уравнение было получено при условии, что членами уравнения Навье — Стокса, характеризующими силы инерции для жесткой сферы в безграничном потоке, можно пренебречь. Исходя из уравнения (IV.4) коэффициент лобового сопротивления для области вязкого течения может быть представлен в виде

$$C_D = 24/Re \quad (IV.5)$$

При $Re=0,05$ сопротивление среды, рассчитанное из уравнения (IV.4), совпадает с точностью до 1% с экспериментальными данными.

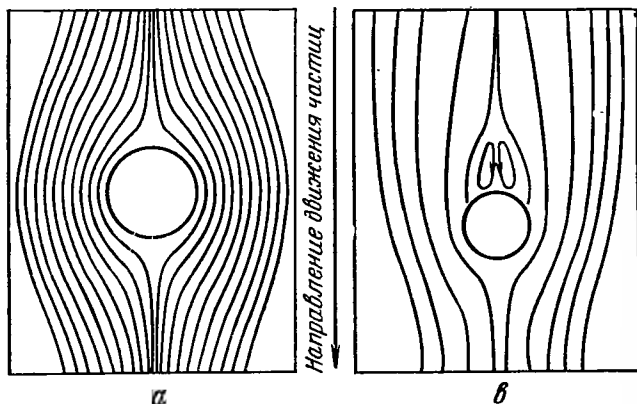


Рис. IV-2. Стационарный поток вблизи сферической частицы при ламинарном течении [204]:

а — область вязкого течения; б — переходная область ($Re \approx 2$).

ными, но при $Re=1$ рассчитанное сопротивление среды на 13% меньше экспериментальных значений.

При числах Рейнольдса несколько больше 0,1 возрастает запаздывание при смыкании элементов среды позади частицы, и начинается образование спутной струи. Для учета этого явления Осин [478] предложил уравнение, в котором частично учитываются коэффициенты инерции в уравнении движения:

$$C_D = \frac{24}{Re} \left(1 + \frac{3}{16} Re \right) \quad (IV.6)$$

Коэффициент лобового сопротивления, полученный из этого уравнения, на 3% выше экспериментального значения при $Re=1$.

Вначале при образовании спутной струи среда закручивается с образованием стационарных вихревых колец (рис. IV-2, б), причем размеры вихревых колец растут при увеличении скорости частицы. Это переходная область, называемая областью Аллена по имени Г. С. Аллена, одного из первых ее исследователей. Аллен [13] экспериментально нашел, что в области $30 < Re < 300$

$$C_D \approx 10/\sqrt{Re} \quad (IV.7)$$

Часто удобно использовать это простое приближенное соотношение в уравнениях, требующих последующего интегрирования, поскольку более точные соотношения могут быть проинтегрированы только числовыми методами.

Более сложное выражение, преимущество которого заключается в возможности его использования для аналитического решения задачи, было предложено Клячко [448а]

$$C_D = Re/24 + 4/Re^{1/3} \quad (IV.8)$$

Результаты с точностью до 2% совпадают с экспериментальными данными в области $3 < Re < 400$.

Эмпирическое уравнение, основанное на обработке методом наименьших квадратов доступных экспериментальных данных, было выведено Сиском [774]. Оно справедливо с точностью до 2% в очень широком интервале $0,1 < Re < 3500$ и оно может быть легко запрограммировано для расчета на ЭВМ

$$C_D = 29,6 Re^{(0,554 \ln Re - 0,983)} \quad (IV.9)$$

Более точные значения коэффициента лобового сопротивления для этой переходной области, которая из практических соображений ограничена значением $Re=1000$, были получены из многочисленных экспериментальных данных. Наиболее полезные уравнения могут быть записаны в виде:

Шиллера и Кауманна [730] для $0,5 < Re < 800$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,150 Re^{0,687}) \tag{IV.10}$$

и Лэнгмюра и Блэдгетта [401] для $1 < Re < 100$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,197 Re^{0,63} + 0,0026 Re^{4,38}) \tag{IV.11}$$

Последнее уравнение содержит членов больше, чем уравнение (IV.10), поэтому можно ожидать, что оно дает более точные значения коэффициента лобового сопротивления в более узких пределах. При числах Рейнольдса несколько более 500, которое является верхним пределом переходной зоны, вихревые кольца отрываются от тела и образуют вытянутую спиральную струю, устойчивую до $Re=1000$, поэтому коэффициент лобового сопротивления остается практически постоянным на уровне 0,38—0,5. Следовательно, сопротивление среды тоже приблизительно постоянно и может быть найдено из уравнения

$$F = [C_D]_{const} A \cdot \frac{1}{2} \rho u^2 \tag{IV.12}$$

выведенного Ньютоном, который предположил, что коэффициент лобового сопротивления равен единице. Обычно эту область называют областью Ньютона.

При гораздо больших скоростях, в области $Re=2 \cdot 10^5$, граничный слой потока перед сферой становится неустойчивым, а при еще более высоких скоростях разделительный круг переходит к задней стороне частицы, что приводит к резкому уменьшению коэффициента лобового сопротивления от 0,4 до 0,1 [941].

Конечная скорость, которой может обладать частица, — это скорость, достигаемая при условии, что сопротивление среды становится равным внешней силе, прилагаемой к частице. Если эта сила G , то из уравнения (IV.2) конечная скорость u_t равна

$$u_t = \sqrt{\frac{2G}{A \rho C_D}} \tag{IV.13}$$

Для сферической частицы, движущейся в области вязкого обтекания, уравнение (IV.13) переходит в

$$u_t = \frac{G}{3\pi d \mu} \tag{IV.14}$$

Если внешней силой, действующей на частицу, является сила тяготения, то

$$u_t = \frac{d^2 (\rho_s - \rho) g}{18 \mu} \tag{IV.15}$$

где ρ_s — плотность частицы.

В общем случае, за пределами области вязкого течения, при действии на частицу силы тяжести

$$u_t = \sqrt{\frac{4d (\rho_s - \rho) g}{3 \rho C_D}} \tag{IV.16}$$

В переходной области, где C_D является функцией числа Рейнольдса, это уравнение трудно решить, не прибегая к методу последовательных приближений. Эту трудность можно преодолеть, если представить число Рейнольдса в переходной области в виде функций от $C_D Re^2$, в которую не входит скорость [203]. Если силой является тяготение, то

$$C_D Re^2 = 4 \rho (\rho_s - \rho) d^3 g / 3 \mu^2 \tag{IV.17}$$

в других случаях

$$C_D Re^2 = 8 G \rho / \pi \mu^2 \tag{IV.18}$$

Дэву [203] провел статистический анализ достоверных экспериментальных данных [36, 510, 539, 577, 736, 941] и получил два уравнения:

для умеренных скоростей, т. е. $Re < 4$ и $C_D Re < 134$

$$Re = \frac{C_D Re^2}{24} - 2,3363 \cdot 10^{-1} (C_D Re^2)^2 + 2,0154 \cdot 10^{-6} (C_D Re^2)^3 - 6,9105 \cdot 10^{-9} (C_D Re^2)^4 \tag{IV.19}$$

для области $3 < Re < 10\,000$ и $100 < C_D Re^2 < 4,5 \cdot 10^7$

$$\lg Re = -1,29536 + 0,986 (\lg C_D Re^2) - 0,046677 (\lg C_D Re^2)^2 + 0,0011235 (\lg C_D Re^2)^3 \tag{IV.20}$$

ТАБЛИЦА IV-1
Максимальные размеры сфер (в мкм) [203]

Плотность сферы, кг/м³	Максимальный диаметр по закону Стокса			Максимальный диаметр по уравнению (IV.19)
	в пределах 10%	в пределах 5%	в пределах 1%	
200	132	100	57	240
400	105	79	45	191
800	83	63	36	152
1000	77	59	34	141
2000	61	46	27	112
4000	48	37	21	89
6000	42	32	18	78
8000	38	29	17	70
10000	36	27	15	65
12000	34	25	15	62
Re	0,82	0,38	0,074	4
$C_D Re^2$	21,9	9,60	1,80	183,6

Примечание. Сферы падают в воздушной среде при 20 °C и 100 кПа ($\mu = 1,82 \cdot 10^{-5}$ Па·с, $\rho = 1,205$ кг/м³).

В табл. IV-1 приведены максимальные размеры сферических частиц, попадающих в поле тяготения Земли, для которых конечные скорости могут быть рассчитаны из уравнения (IV.19) и закона Стокса.

2. СОПРОТИВЛЕНИЕ СРЕДЫ ЧАСТИЦАМ, ДВИЖУЩИМСЯ С УСКОРЕНИЕМ

Выше в предыдущих разделах рассматривались сопротивление частицы, движущейся с установившейся скоростью в ламинарном потоке, и конечная скорость, которую достигает частица под действием некоторой силы (например, тяготения). Однако, когда на частицу в состоянии покоя действует сила, частица ускоряется до тех пор, пока не достигнет конечной скорости. Если на частицу действует постоянная сила, ускорение частицы максимально в первый момент и уменьшается по мере того, как скорость частиц приближается к конечному значению. Для того, чтобы частица двигалась с постоянным ускорением, действующая на нее сила должна возрастать с увеличением скорости частицы.

Лобовое сопротивление, испытываемое частицей, движущейся с ускорением, больше, чем частицей, движущейся с такой же, но установившейся скоростью. Вначале экспериментаторы объясняли это предполагаемым увеличением массы частицы до некоторого эффективного значения, большего, чем ее реальная масса. Однако лобовое сопротивление является функцией ускорения, и концепция «добавочной массы» неудовлетворительна, поскольку она предполагает постоянный эффект. В общих чертах, лобовое сопротивление R_A , испытываемое ускоряющей частицей в сопротивляющейся среде, задается уравнением

$$R_A = G - ma = 3\pi\eta a + \frac{\pi}{12} \rho a^3 a + \frac{3}{4} a^3 \sqrt{\pi\eta\rho} \int_0^t \frac{du}{dx} \cdot \frac{dx}{\sqrt{(t-x)}} \quad (IV.21a)$$

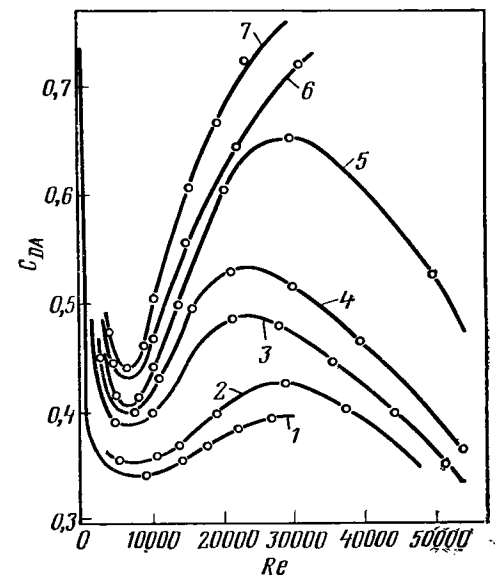
где G — внешняя сила, действующая на частицу; a — ускорение частицы относительно среды; m — масса частицы; t — время ускорения; x — пройденный путь.

Первый член в уравнении (IV.21a) представляет собой сопротивление, испытываемое сферической частицей, движущейся с установившейся скоростью в области вязкого обтекания [уравнение (IV.4)]; второй член характеризует сопротивление идеального потока ускоренному движению сферы, что эквивалентно увеличению массы частицы на величину, равную половине вытесненной среды, в то время как интегральный член определяет часть сопротивления, создаваемую движением самой среды.

Решение задачи ускоренного движения в режиме вязкого обтекания с учетом всех членов уравнения (IV.21a) еще не осуществлено, но Фукс [285] произвел графическое решение с учетом интегрального члена для случая первоначально покоящейся частицы,

Рис. IV-3. Модифицированный коэффициент лобового сопротивления C_{DA} для частиц, движущихся с ускорением в воздушной среде (построена Тобориным и Говэном [865] на основе экспериментальных данных Луннона [538]):

1 — $a = 0$ м/с²; 2 — 1,81 м/с²; 3 — 3,8 м/с²;
4 — 4,81 м/с²; 5 — 5,81 м/с²; 6 — 6,81 м/с²;
7 — 7,81 м/с².



ускоренной под действием постоянной силы. Фукс сравнивает это решение с решением уравнения без интегрального члена и приходит к выводу, что при этом не вносится значительная погрешность, каковы бы ни были размеры частицы.

На практике ускоренное движение частиц, очевидно, приобретает большое значение при скоростях, превышающих скорости вязкого ламинарного течения. В этом случае наиболее удовлетворительным является метод использования модифицированного коэффициента лобового сопротивления:

$$R_A = C_{DA} \cdot \frac{1}{2} \rho u^2 A \quad (IV.216)$$

Модифицированный коэффициент лобового сопротивления может быть найден из обширных экспериментальных данных Луннона [538], обработанных графически Тобориным и Говэном [865] (рис. IV-3).

Другие, более современные данные, характеризующие другие участки, тоже были обработаны этими авторами [865], но они не перекрывают области низких чисел Рейнольдса, которые представляют особый интерес при разработке газоочистных установок.

Интегрируя уравнение (IV.216) и предположив, что частицы представляют собой сферы, а C_{DA} — константа, получаем:

$$t = \frac{d^2 (\rho_s - \rho)}{3C_{DA}^{1/2} \rho^{1/2}} \sqrt{\left(\frac{\pi}{2G}\right)} \ln \frac{\frac{2}{d} \sqrt{\left(\frac{2G}{\pi \rho C_{DA}}\right)} + u}{\frac{2}{d} \sqrt{\left(\frac{2G}{\pi \rho C_{DA}}\right)} - u} \quad (IV.22)$$

Для определения времени, необходимого для достижения конечной скорости, используем уравнение (IV.13) и получим

$$t = \frac{d^2 (\rho_s - \rho)}{3C_{DA}^{1/2} \rho^{1/2}} \sqrt{\left(\frac{\pi}{2G}\right)} \ln \frac{\sqrt{C_{DA}} + \sqrt{C_{DA}}}{\sqrt{C_{DA}} - \sqrt{C_{DA}}} \quad (IV.23)$$

При интегрировании определим расстояние, пройденное за время t

$$x = \frac{4d(\rho_c - \rho)}{3C_{DA\rho}} \ln \cosh \left\{ \frac{3 \sqrt{2C_{DA\rho G}}}{2d^2(\rho_c - \rho) \pi^{1/2}} t \right\} \quad (IV.21)$$

Поскольку конечная скорость является асимптотической величиной, для практических расчетов следует использовать величину, равную 99% конечной скорости. Так, при решении уравнения (IV.23) значение C_{DA} должно приниматься исходя из этого приближения, и берется среднее значение, полученное из экспериментальных данных. Тогда расстояние, пройденное за время, необходимое для достижения 99% конечной скорости, может быть рассчитано при подстановке времени из уравнения (IV.23) в уравнение (IV.24).

Более простые решения были получены Фуксом [285], который пренебрег вторым и третьим членами в уравнении (IV.21a). Тогда можно записать

$$\frac{du}{dt} + \frac{u}{\tau} - g = 0 \quad (IV.25)$$

где $\tau = m/3\pi\mu d$ для сферической частицы

$$\tau = d^2(\rho_c - \rho)/18\mu$$

Интегрируя выражение (IV.25) и приняв предположение, что частица вначале находится в состоянии покоя и ускоряется под действием силы тяжести, получаем:

$$u = \tau g \{1 - \exp(-t/\tau)\} \quad (IV.26)$$

и

$$x = \tau g t + \tau^2 g \{\exp(-t/\tau) - 1\} \quad (IV.27)$$

Если частица движется под действием другой постоянной силы G , а не силы тяжести, необходимо заменить g на выражение G/m и использовать уравнение для τ без каких-либо корректирующих коэффициентов.

На практике расчеты необходимы для определения расстояния, пройденного частицей за время пребывания газового потока в пылеулавливающей системе. Предполагая, что известна сила, приложенная к частице, а также физические свойства частиц и газового потока, можно найти время и расстояние, пройденное частицей до достижения ею 99% конечной скорости. Если это время меньше времени пребывания газового потока в пылеулавливающей системе, то поперечное расстояние, пройденное частицей, может быть найдено интегрированием уравнения (IV.22) в пределах времени, которое определяется временем пребывания газового потока в системе. Тогда можно допустить, что оставшееся расстояние частица проходит с конечной скоростью.

Для частиц диаметром менее 10 мкм скорость, приближающаяся к конечной, достигается на очень коротком отрезке пути при

действии на них сил, обычно используемых в пылеулавливающих устройствах (центробежных, электростатических, термических и т. д.), поэтому эффектами, сопровождающими ускорение, можно пренебречь.

3. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ В ДИСКРЕТНОЙ СРЕДЕ

Для чрезвычайно малых частиц, размеры которых сравнимы с расстоянием свободного пробега молекул газа или менее его, предположение, что газ ведет себя по отношению к частицам как непрерывная среда, более неправомочно. В этих условиях частицы движутся быстрее, чем это предполагается классическими теориями Стокса и других исследователей, основанными на предположении о непрерывности среды. Чтобы учесть этот «сдвиг», Каннингхем [190] рассчитал поправку, основанную на кинетической теории газов; эта поправка была введена в обычно применяемые для расчета эмпирические уравнения. Другие значительные теоретические исследования движения частиц, размеры которых намного меньше свободного пробега молекул, были выполнены Эпштейном [243].

В анализе влияния дискретности действия тангенциальной составляющей скорости молекул газа на поверхность частиц Эпштейн показал, что поправочный коэффициент может быть найден из уравнения

$$C = 1 + \frac{2\lambda}{d} \{0,7004(2a - 1)\} \quad (IV.28)$$

где C — поправочный коэффициент Каннингхема; λ — средняя величина свободного пробега молекул газа из уравнения Чэпмена — Эпскога

$$\lambda = \mu/0,499\rho\bar{u} \quad (IV.29)$$

$\bar{u}$ — средняя скорость молекул, равная $\sqrt{8RT/\pi M}$ (см. гл. III); a — коэффициент диффузионного рассеяния (Милликена), или константа аккомодации (Эпштейна).

При $a=0$ все столкновения абсолютно упруги, при $a=1$ все столкновения диффузионно-рассеянные. В реальном примере для капель масла в воздухе $a=0,895$, тогда как для других сферических капель и твердых частиц $0,88 < a < 0,92$ [285]. Таким образом, для большинства случаев можно считать $a=0,90$.

Наиболее точный практический расчет поправки «сдвига» в ламинарном режиме осуществляется с помощью эмпирической поправки Дэви, основанной на ponderальном усреднении экспериментальных скоростей падения частиц:

$$C = 1 + \frac{2\lambda}{d} \{1,257 + 0,400 \exp(-1,10d/2\lambda)\} \quad (IV.30)$$

Изменения поправки Каннингхема при изменении температуры и давления могут быть рассчитаны как функция вязкости среды и средней скорости молекул. Последняя пропорциональна корню

квадратному из абсолютной температуры [уравнение (III.3)], тогда как зависимость вязкости от температуры может быть рассчитана из уравнения Сэзерленда и значений, приведенных в Приложении А.8.1.

Влияние давления на вязкость может быть оценено из соотношения Эрскога для твердых сферических молекул газа [320]

$$\frac{\mu_p}{\mu_0} = \frac{B}{V} \left(\frac{1}{y} + 0,8 + 0,76ly \right) \quad (IV.31)$$

где μ_p/μ_0 — отношение вязкостей при давлениях p и 101,3 кПа; B — второй возможный коэффициент для газа, равен

$$B = 2\pi N\sigma^3/3 \quad (IV.32)$$

σ — диаметр молекулы;

$$y = \frac{B}{V} + 0,625 \left(\frac{B}{V} \right)^2 + 0,2869 \left(\frac{B}{V} \right)^3 + 0,115 \left(\frac{B}{V} \right)^4 \quad (IV.33)$$

V — мольный объем газа.

Зависимость динамической вязкости от плотности для CO_2 весьма ограничена, она приведена ниже:

Плотность, кг/м^3	2,0	10,0	20,0	30,0	40,0	50,0
Относительная вязкость (μ_p/μ_0)	1,006	1,008	1,020	1,035	1,053	1,074

Изменение температуры для очень маленьких частиц, напротив, в значительной мере влияет на поправочный коэффициент Каннингема. Его рассчитанные значения для частиц диаметром 0,01—10 $\mu\text{м}$ от 0 до 160 °C приведены в табл. IV-2.

Модифицированное уравнение Стокса, называемое обычно уравнением Стокса — Каннингема, записывается следующим образом:

$$F = 3\pi\eta du/C \quad (IV.34)$$

Поправка составляет менее 1% для частиц диаметром 20 $\mu\text{м}$ (плотность 1 кг/м^3) в воздушной среде, около 5% для частиц 5 $\mu\text{м}$, 16,66% для частиц диаметром 1 $\mu\text{м}$ и почти 300% для частиц диаметром 0,1 $\mu\text{м}$.

ТАБЛИЦА IV-2

Коррелирующий коэффициент Каннингема для различных частиц

Температура, °C	Вязкость воздуха $\mu \cdot 10^6$, Па·с	Диаметр частиц, $\mu\text{м}$			
		0,01	0,10	1,0	10,0
0	17,04	20,15	2,64	1,149	1,015
200	25,85	39,84	4,58	1,299	1,0297
400	32,86	59,89	6,55	1,457	1,0450
600	38,80	80,43	8,59	1,626	1,0606
800	44,05	100,99	10,64	1,801	1,0761
1000	48,76	121,5	12,69	1,982	1,0918
1200	53,10	142,4	14,77	2,171	1,1076
1400	57,13	163,3	16,85	2,363	1,1234
1600	60,90	184,2	18,94	2,557	1,1393

Для других режимов, за исключением ламинарного, не существует точных экспериментальных данных, но оценочные измерения, проведенные Бекарье, указывают на то, что поправочный коэффициент Каннингема, рассчитанный из уравнения (IV.30), превышает реальную поправку по крайней мере на 0,2%.

4. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ДВИЖЕНИЮ ЧАСТИЦ В СРЕДЕ, ОГРАНИЧЕННОЙ СТЕНКАМИ

Для некоторых типов пылеулавливающих аппаратов, таких как пылеосадители, циклоны, электростатические фильтры, размеры частиц пренебрежимо малы по сравнению с размерами оборудования. Однако в других случаях, например для тканевых или насыпных фильтров с мелкими зернами, расстояния между волокнами ткани или между зернами достаточно малы, поэтому поток, проходящий сквозь фильтрующую среду, становится подобным потоку среды, ограниченной одной или несколькими стенками.

Это может привести к увеличению лобового сопротивления потока движущимся через фильтры частицам. Однако следует отметить, что современные теории фильтрации (глава VII) не учитывают этот фактор. Подробный математический анализ движения частицы в приграничном слое дан в работе Хаппеля и Бреннера.

Наличие ограничивающей стенки вызовет два эффекта в потоке, в котором движется частица: движение среды в стороны, вызываемое раздвигающей ее частицей, останавливается стенкой, и воздействие стенки на частицу, когда линии обтекания вокруг частицы искажены наличием стенки.

Граничные эффекты зависят от типа границы. Теоретические соображения и экспериментальные работы позволили установить коэффициенты для модифицированного уравнения закона Стокса (IV.4) для следующих случаев:

частица вблизи одной стенки;

частица между двумя параллельными стенками;

частица, движущаяся вдоль оси бесконечно длинного цилиндра.

Аэродинамическое сопротивление потока вблизи границы F_w может быть рассчитано из следующего соотношения

$$F_w = F/K \quad (IV.35)$$

где F — лобовое сопротивление по закону Стокса; K — граничный поправочный коэффициент.

Для трех случаев поправочный коэффициент определяется следующими уравнениями.

1. Сферическая частица движется параллельно бесконечной плоской стенке бесконечной протяженности на расстоянии $l/2$ от стены [530]:

$$K = 1 - \frac{9}{16} \cdot \frac{d}{l} \quad (IV.36)$$

II. Сферическая частица, движущаяся между двумя равноудаленными стенками, расстояние между которыми равно [253, 335]

$$K = 1 - 1,001d/l + 0,418(d/l)^3 + 0,21(d/l)^4 - 0,169(d/l)^5 \quad (IV.37)$$

Это уравнение может быть использовано при отношении $d/l < 1/20$, для больших значений d/l коррелирующее уравнение (IV.37) приводит к получению заниженного аэродинамического сопротивления. Например, при $d/l = 1/2$ аэродинамическое сопротивление примерно вдвое выше, чем рассчитанное из уравнений (IV.35) и (IV.37).

Пока частица движется между стенками по траектории, близкой к центральной линии, поправочный коэффициент существенно не меняется. Когда сфера движется по направлению к одной стене и влияние этой стены возрастает, влияние другой стены ослабевает в таком же количественном отношении. Однако, когда частица слишком близко подходит к одной из стен, сопротивление возрастает весьма значительно. Так, например [253], было рассчитано, что когда сфера находится на расстоянии всего $1/8 l$ от одной из стен, поправочный коэффициент становится равным

$$K = 1 - 1,305d/l \quad (IV.38)$$

что означает увеличение аэродинамического сопротивления примерно на 30% по сравнению с тем, когда сфера движется по центру между двумя стенками.

III. Сфера, движущаяся по оси бесконечного цилиндра диаметром l [254]

$$K = 1 - 2,104d/l + 2,09(d/l)^3 - 0,95(d/l)^5 \quad (IV.39)$$

Это уравнение было подтверждено экспериментально для малых значений d/l , где поправочный коэффициент не очень велик. Для значений $d/l \geq 0,25$ поправочный коэффициент [545]

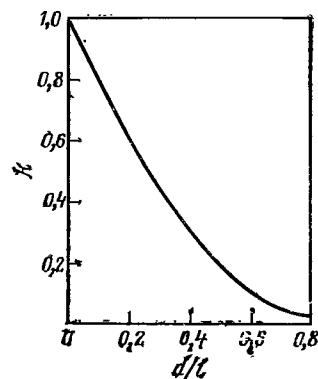
$$K = [1 + 2,25d/l + 5,06_2(d/l)^2]^{-1} \quad (IV.40)$$

совпадает с экспериментальными данными, тогда как для больших значений d/l следует пользоваться графиком, изображенным на рис. IV-4 [269].

Для частиц несферической формы [641] необходимо использовать такой же поправочный коэффициент, как и для сферических частиц эквивалентного диаметра (раздел 7, с. 219).

Для скоростей, превышающих скорость в области обтекания, Факсен [253, 254], автор основополагающих

Рис. IV-4. Экспериментальный поправочный коэффициент k аэродинамического сопротивления сферических частиц, движущихся вдоль оси цилиндра (по данным А. В. Фрэнсиса [269]).



теоретических исследований [уравнения (IV.37) — (IV.39)], предложил очень сложное выражение, обсужденное Либстером [510], которое применимо для частиц с отношением $d/l < 0,05$. Для очень высоких скоростей ($Re \approx 10^4$) доступные экспериментальные данные позволяют считать, что пристенными эффектами можно пренебречь.

5. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПРИ НАЛИЧИИ НЕСКОЛЬКИХ ЧАСТИЦ

Практически во всех случаях в газовом потоке присутствует значительное количество частиц, поэтому уравнения сопротивления потока движению одной частицы необходимо модифицировать таким образом, чтобы учесть взаимное влияние частиц, которое становится заметным уже при достаточно малых концентрациях. Так, при объемной концентрации частиц (отношение объема частиц к общему объему), равной $0,002 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, сопротивление среды движению частиц возрастает на 1%.

Движение системы частиц в безграничной среде приводит к движению среды вокруг этой системы. Когда частицы находятся достаточно близко одна к другой, среда между частицами движется вместе с ними и такая система может рассматриваться как облако (рой). Если система частиц движется между стенками или если частицы достаточно удалены друг от друга, среда будет двигаться также и между частицами. В практическом случае это означает, что существует движение частиц как в виде облаков (роев), так и другие промежуточные типы движения частиц в виде систем переменного состава и индивидуальных частиц.

Задача настолько сложна, что до настоящего времени были найдены лишь частные решения для предсказания движения роя частиц и тормозящих эффектов. В общем случае рои частиц имеют тенденцию двигаться быстрее, чем индивидуальные частицы, в то время как системы в пристенном слое движутся медленнее отдельных частиц.

Высказано предположение [142], что частицы в бесконечной среде ведут себя, как капли одной среды, движущиеся в другой. Для этого случая, в области ламинарного потока, был рассчитан поправочный коэффициент, который учитывал внутренние перемещения, вызванные вязким лобовым сопротивлением, но пренебрегал эффектами, обусловленными поверхностной энергией. Сопротивление движению капли, или пузырька, описывается соотношением

$$F = 3\pi\mu d \left(\frac{2\mu + 3\mu_d}{3\mu + 3\mu_d} \right) \quad (IV.41)$$

где μ_d — вязкость «капельной среды».

В том случае, когда вязкость «капельной среды» равна вязкости окружающей среды, поправочный коэффициент равен $5/6$; если

вязкость капель намного ниже вязкости окружающей среды (т. е. пузырьки газа в жидкости) поправочный коэффициент равен $2/3$; в случае же капель с очень высокой вязкостью (причем экстремальным случаем здесь является твердая сфера) поправочный коэффициент равен 1, и уравнение (IV.41) переходит в простое уравнение Стокса.

Следовательно, если предположить, что рой частиц имеет сферическую форму и вязкость внутри роя такова же, какова вязкость окружающей среды, сопротивление среды движению облака запишется в виде

$$F_0 = \frac{5}{2} \pi \mu d_0 u \quad (IV.42)$$

где d_0 — диаметр облака.

Предположение о равных вязкостях не имеет твердого обоснования, особенно если в облаке присутствуют частицы разных размеров; в этом случае мелкие частицы представляют собой часть среды, окружающей более крупные частицы, и вязкость такой суспензии будет определяться выражением [126, 700]:

$$\mu = \mu (1 - c)^{-k} \quad (IV.43)$$

где c — объемная концентрация (отношение объема частиц к полному объему суспензии); k — константа, равная 2,5 для сфер [232].

При малых объемных концентрациях уравнение (IV.43) упрощается

$$\mu_0 = \mu (1 + kc) \quad (IV.44)$$

По-видимому модель облака, состоящего из мелких и крупных частиц, до настоящего времени не применялась для расчета сопротивления сферы движущимся системам частиц.

Если среда обтекает частицы в ограниченной системе, сопротивление движению частиц зависит от того, сохраняют ли частицы свою первоначальную ориентацию, обусловленную определенными силами взаимодействия между ними, или частицы стремятся выстроиться в одну линию. В фундаментальной экспериментальной работе, посвященной в основном проблемам псевдооживления [508, 684], показано, что уравнение

$$F_0 = F (1 - c)^{-4,65} \quad (IV.45)$$

может быть использовано для расчета сопротивления движению системы частиц в ограниченной среде, если частицы не взаимодействуют между собой. Для низких объемных концентраций это выражение упрощается:

$$F_0 = F (1 + 4,65c) \quad (IV.46)$$

Последнее уравнение ранее было выведено Хоксли [347].

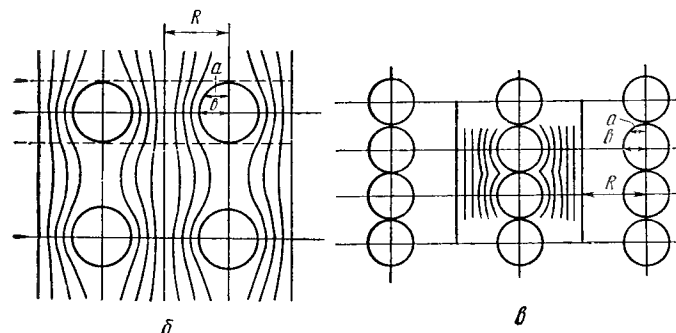
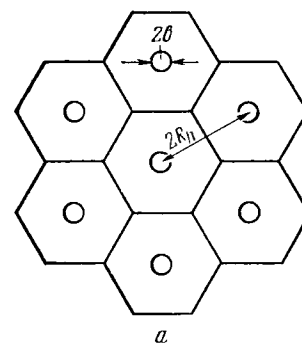


Рис. IV-5. Модели ориентации частиц с учетом их взаимодействия при осаждении в тормозящей суспензии [685]:

a — гексагональная модель (разрез по горизонталю); $б$ — конфигурация I при концентрации частиц, равной 10% (об.); $в$ — конфигурация II при такой же концентрации частиц.

В случаях взаимодействия частиц (например, для флокулированной суспензии) можно применить выражение

$$F_0 = F (1 - c)^{-6,875} \quad (IV.47)$$

по аналогии с уравнением (IV.45). Уравнение для низких концентраций было выведено в другой работе [142, 347]:

$$F_0 = F (1 + 6,875c) \quad (IV.48)$$

Коэффициент 6,875 принят на основе определенного расположения частиц относительно друг друга и предполагает, что окружающие частицы могут с равной вероятностью занять любые положения вокруг данной частицы.

Наиболее удовлетворительный теоретический подход к расчету скорости частиц в тормозящей суспензии был предложен Ричардсоном и Заки [685] в виде двух моделей для осаждения сфер равного диаметра. В обеих моделях частицы расположены в центрах шестиугольников среды (рис. IV-5). В одном случае [545] расстояния по вертикали между частицами такие же, что и по горизонтали (рис. IV-5, б), тогда как в другой модели [347] частицы расположены горизонтальными рядами, примыкающими друг к другу (рис. IV-5, в), так, чтобы сопротивление потоку было минимальным.

Объемная концентрация частиц каждой из моделей может быть рассчитана, исходя из геометрии систем. Для конфигурации I:

$$c = \frac{\pi}{3\sqrt{3}} \left(\frac{b}{R_h} \right)^3 \quad (\text{IV.49})$$

и для конфигурации II:

$$c = \pi b^2/3 \sqrt{3} R_h^2 \quad (\text{IV.50})$$

где b — радиус сферы; R_h — половина расстояния между центрами.

Граничные условия упрощены предположением, что каждая сфера окружена средой в виде цилиндра, а не гексагональной призмы, после чего были рассчитаны результирующие силы сдвига на поверхности сферы. Полученное уравнение включало поправочный коэффициент β для лобового сопротивления частице, окруженной другими частицами, по сравнению с сопротивлением индивидуальной частице, с учетом радиуса сферы, радиуса цилиндра с площадью сечения, равной площади сечения гексагональной призмы, и элементарного кольца на поверхности сферы.

Уравнение с поправочным коэффициентом было найдено для обеих конфигураций I и II, и его решение вместе с экспериментальными данными и уравнением (IV.48) представлено на рис. IV-6.

Из кривых следует, что конфигурация II, подразумевающая расположение частиц горизонтальными рядами, блестяще согласуется с экспериментальными данными, полученными для частиц больших концентраций (более, чем $c=0,2$). При очень низких концентрациях предположение о среднем градиенте давления на основе производной поправочного коэффициента оправдано не полностью, поскольку он стремится к нулю, и дает скорее $\beta=0$, чем $\beta=1$. При более высоких концентрациях градиент давления имеет конечное значение, и результаты полностью совпадают с экспериментальной кривой.

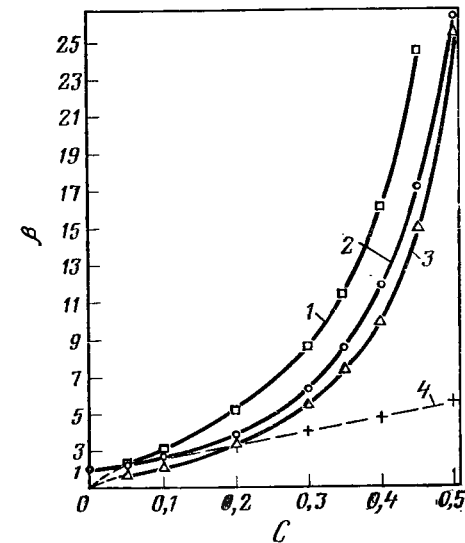


Рис. IV-6. Экспериментальные и расчетные поправочные коэффициенты β для осаждения в тормозящей среде (коэффициенты рассчитаны для конфигураций I и II, см. рис. IV-5) [684]: 1 — концентрация при теоретическом поправочном коэффициенте (конфигурация I); 2 — концентрация при поправочном коэффициенте $\beta=(1-C)^{-1,65}$; 3 — концентрация при теоретическом коэффициенте (конфигурация II); 4 — концентрация при поправочном коэффициенте $\beta=(1+6,875 C)$.

6. ОСАЖДЕНИЕ ЧАСТИЦ ИЗ ТУРБУЛЕНТНОГО ПОТОКА

В предыдущих разделах подразумевалось, что поток в газопроводе, трубопроводе или газоочистительной установке имеет ламинарное течение, хотя на практике он часто может быть турбулентным. Строение турбулентной области в трубопроводах изучалось методом анемометрии; она имеет три части:

центральная область турбулентности, где важную роль играет диффузия энергии;

область вблизи стенки с вязким течением, где образование и диффузия турбулентных потоков (как и вязкое течение) играют одинаково важную роль.

переходная область, в которой энергия диффузии менее значительна, чем локальное изменение энергии турбулентности (буферная область).

Многие исследователи [213, 274, 309, 617] показали, что скорость осаждения частиц из турбулентного потока значительно выше, чем можно было бы ожидать из оценки гравитационных, термических или электростатических сил, броуновской диффузии (см. главу VII), либо таких аэродинамических сил, как вращение частицы. Общепринятая модель осаждения частиц из турбулентного потока основана на том, что частицы переносятся к кромке пограничного слоя турбулентным потоком, и затем проскакивают через ламинарный слой. Очень маленькие частицы, не обладающие достаточной инерцией для проскока к стенке, могут быть перенесены туда броуновской диффузией. Однако вклад этого механизма в скорость осаждения весьма незначителен при осаждении смеси частиц, где лишь небольшая фракция характеризуется субмикронными размерами.

Для корреляции экспериментальных результатов и получения полезных уравнений для расчетов скорости осаждения [449] используется пространственный анализ. Назовем скорость осаждения потоком частиц N_0 . Другими важными переменными являются концентрация частиц (число частиц в единице объема) C , диаметр частиц d и их плотность ρ_p , плотность среды ρ и кинетическая вязкость ν , конечная скорость частиц u_t , коэффициент броуновской диффузии D_B [см. уравнение (VII.22)] и давление скольжения у стенки τ_0 . Эти девять переменных образуют шесть независимых групп

$$f \left(\frac{N_0}{u_t C}, \frac{u_t d}{\nu}, \frac{\rho_p}{\rho}, C d^3, \frac{u_t}{u_t}, \frac{D_B}{\tau} \right) = 0 \quad (\text{IV.51})$$

где u_t — скорость скольжения.

$$u_t = \sqrt{\frac{\tau_0}{\rho}} \quad (\text{IV.52})$$

Величина τ_0 может быть рассчитана либо из формулы Влазиуса [309] для $Re < 105$

$$\tau_0 = 0,0225 \rho \mu^2 \left(\frac{v}{UD} \right)^{1/4} \quad (IV.53)$$

где D — диаметр трубы или газохода; U — средняя скорость газа.

или приближенно вычислена из коэффициента трения Фаннинга

$$\tau_0 = U^2 f \rho / 8 \quad (IV.54)$$

где f — найдена из рис. П-6, см. с. 578, или приблизительно оценено из уравнения:

$$f = 0,288 Re - 0,242 \quad (IV.55)$$

Группа $N_0/u_{\tau}C$ представляет собой отношение скоростей переноса частиц вперед и вдоль стенки, группа $u_{\tau}d/v$ — число Рейнольдса для частицы; $\rho_ч/\rho$ — относительная плотность частиц по отношению к среде, Cd^3 — мера объема частиц; u_i/u_{τ} — отношение конечной скорости частиц к скорости сдвига, характеризующее действие внешней силы, и D/v — обратное отображение числа Шмидта [уравнение (VII.26)], представляющее собой отношение коэффициента молекулярного массопереноса и момент количества движения. Если пренебречь силой тяжести или внешними силами и концентрационными эффектами, уравнение (IV.51) упрощается до выражения

$$f \left(\frac{N_0}{u_{\tau}C}, \frac{u_{\tau}d}{v}, \frac{\rho_ч}{\rho}, \frac{D_B}{v} \right) = 0 \quad (IV.56)$$

Далее, если пренебречь броуновской диффузией

$$f \left(\frac{N_0}{u_{\tau}C}, \frac{u_{\tau}d}{v}, \frac{\rho_ч}{\rho} \right) = 0 \quad (IV.57)$$

Если при некоторых других обстоятельствах группа, включающая броуновскую диффузию D_B , играет более важную роль, чем относительная плотность, то

$$f \left(\frac{N_0}{u_{\tau}C}, \frac{u_{\tau}d}{v}, \frac{D_B}{v} \right) = 0 \quad (IV.58)$$

Фридляндер [247], основываясь на экспериментальных работах Лина, Мултона и Путнама [513] и предполагая, что скорость переноса равна $0,9 u_{\tau}$, показал, что для $S^* < 5$

$$\frac{N_0}{u_{\tau}C} \div \frac{S^*}{1525} \quad (IV.59)$$

где $S^* = Su_{\tau}/v$, и тормозное расстояние S по смыслу соответствует φ [уравнение (VII.10)].

Для сферических частиц, движущихся в режиме Стокса

$$S^* = 0,05 \left(\frac{u_{\tau}d}{v} \right) \frac{\rho_ч}{\rho} \quad (IV.60)$$

Подставляя это выражение в (IV.59), получаем

$$\frac{N_0}{u_{\tau}C} = 1,64 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\rho_ч}{\rho} \right)^2 \left(\frac{u_{\tau}d}{v} \right)^4 \quad (IV.61)$$

что находится в полном соответствии с уравнением (IV.57), полученным методом пространственного анализа.

Вместо простого безразмерного тормозного расстояния Дэви [209] построил экспериментальный график с использованием величины $(S^* + r^*)$ в качестве параметров, где r^* — безразмерный радиус частицы, равный $r^* = ru_{\tau}/v$:

$$\frac{N_0}{u_{\tau}C_0} = \frac{(S^* + r^*)^2}{600} \quad (IV.62)$$

а C_0 — концентрация частиц по центральной линии.

Эти уравнения применимы для расчета движения частиц размером от 0,5 до 50 мкм.

Дэви [210] предсказал также, что минимальная скорость осаждения наблюдается в тех случаях, когда скорости турбулентного и броуновского осаждения приблизительно равны. Это затем было доказано экспериментально [916]. Аналогичное явление наблюдалось для частиц диаметром от 0,5 до 2 мкм, т. е. для более мелких частиц, чем указывал Дэви, предполагавший, что максимальный размер частиц должен быть 3 мкм [210].

Уравнения (IV.59, IV.61, IV.62) могут применяться для расчета скорости осаждения только в тех случаях, когда соблюдаются следующие строгие условия:

- 1) поток полностью сформирован;
- 2) отсутствуют значительные внешние силы, такие как гравитационные или электростатические;
- 3) отсутствует эффективное увеличение частиц с поверхностей, на которые они осели;
- 4) поверхности гладкие и концентрации частиц невысоки.

Применение упомянутых уравнений можно проиллюстрировать примером.

Пример. Аэрозоль, состоящий из частиц радиусом 2,5 мкм, плотностью $2,6 \cdot 10^3$ кг/м³ (мелкодисперсный кварц), течет со скоростью 6 м/с вдоль гладкой трубы диаметром 250 мм в потоке воздуха при 20 °С (плотность 1,2 кг/м³, кинетическая вязкость $1,5 \cdot 10^{-5}$ м²/с).

Число Рейнольдса $Re = UD/v = 10000$. Коэффициент трения Фаннинга $f = 0,0315$. Используя уравнения (IV.52) и (IV.54), находим

$$u_{\tau} = U \sqrt{\frac{f}{8}} = 0,376 \text{ м/с}$$

Подставляя найденное значение в (IV.60), находим $S^* = 1,7$.

Из уравнения (IV.59) $N_0/\mu C = 1,86 \cdot 10^{-3}$; это значение может быть получено также прямой подстановкой в уравнение (IV.61). Таким образом, $N_0/C = 0,000104$ м/с. Если $C = 10^8$ частиц в 1 м^3 , то $N_0 = 1,04 \cdot 10^5 \text{ м}^{-2} \cdot \text{с}^{-1}$.

7. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ НЕСФЕРИЧЕСКИХ ЧАСТИЦ

В то время как маленькие капли и частицы дыма, образующиеся в процессе конденсации паров, стремятся принять сферическую форму, частицы, образующиеся в процессе кристаллизации и дробления, обычно имеют другую форму. Поэтому уравнения, приведенные в предыдущих разделах для сферических частиц, должны быть модифицированы в случае их использования для несферических частиц. Более того, при расчетах следует учитывать не только форму частиц, но и их ориентацию и возможное ее изменение во время переноса частиц.

Поскольку расчеты газоочистительной установки связаны с аэродинамическим поведением частиц, наиболее полезные данные о размерах частиц могут быть получены для областей потока, с которыми обычно сталкиваются при работе установки, методами, основанными на аэродинамике, например седиментация или воздушная классификация. Размер частиц выражают через диаметр сферы с такими же параметрами аэродинамического сопротивления, как и у изучаемой частицы, и имеющий ту же плотность. Это так называемый *диаметр лобового сопротивления*, и он может быть заменен диаметром сферы в уравнениях аэродинамического сопротивления сферических частиц, приводившихся в предыдущих разделах.

Если диаметр лобового сопротивления неизвестен для области потока, требуемой для расчетов, или если размеры частиц не были определены каким-либо другим методом, например основанным на геометрии частиц (рассеивание, микроскопическое измерение размеров), то расчет сопротивления потоку становится затруднительным. Для его осуществления необходимо детальное изучение поведения несферических частиц в потоке.

Ориентация частиц зависит от области потока. Для области вязкого течения теоретически предсказано [288], что частицы с тремя взаимно-перпендикулярными плоскостями симметрии будут сохранять свою первоначальную ориентацию, тогда как частицы с двумя плоскостями симметрии будут ориентироваться таким образом, чтобы линия пересечения плоскостей совпадала с направлением потока. В соответствии с этими предсказаниями было отмечено, что изометрические частицы (кубы, тетраэдры, октаэдры) и некоторые неизометрические частицы (цилиндры, параллелепипеды) сохраняют свою первоначальную ориентацию [359, 461], в то время как круглые диски [736] и треугольные пластины [904] ориентируются по предпочтительному направлению. Было также отмечено, что споры *Bacilli subtilis*, представляющие собой удлиненные сфероиды длиной 1,38 мкм и диаметром 0,74 мкм, стремятся дви-

гаться так, чтобы их главная ось совпала с направлением движения [318].

За область вязкого течения ($Re > 0,05$) наблюдается стремление частиц ориентироваться по предпочтительному направлению, при котором наибольшая проекция площади перпендикулярна направлению движения. Предпочтительная ориентация была строго установлена для кубов и тетраэдров при $Re = 10$, а для частиц других форм — при $Re = 20$.

При значениях $Re = 70—300$ возникает неустойчивая ориентация частиц: одни из них качаются из стороны в сторону, другие — вращаются, третьи движутся по спирали (стержни вращаются вокруг своей оси, кубы и диски испытывают боковое скольжение; тетраэдры движутся по спирали) [348].

Часто отмечается боковое скольжение и колебания частиц в виде дисков, что напоминает движение падающих листьев.

Наряду с ориентацией частиц, в уравнении аэродинамического сопротивления для сферических частиц необходимо ввести еще два коэффициента, если эти уравнения используются для несферических частиц. Это эквивалентный диаметру сферы линейный размер и поправочный коэффициент площади поверхности частицы, необходимый для уточнения поверхностного члена в уравнении (IV.2).

Введенный выше диаметр лобового сопротивления включает оба эти коэффициента и зависит от аэродинамического поведения частиц. В том случае, когда аэродинамическое сопротивление необходимо определить на основе геометрии частиц, каждый из этих коэффициентов должен оцениваться отдельно. Эквивалентный диаметр определяют в единицах площади поверхности, либо ее объема или проекции поверхности, тогда как члены уравнения, содержащие поправку на площадь, являются безразмерными величинами, называемыми коэффициентами формы. Наиболее употребительные из них были введены Уодделлом [894]: это сферичность Ψ , являющаяся превосходным коррелирующим коэффициентом для несферических частиц, и окружность χ .

Ниже приведены определения эквивалентных диаметров и коэффициентов формы:

Поверхностный диаметр d_s	Диаметр сферы с такой же внешней поверхностью, что и поверхность частицы
Объемный диаметр d_v	Диаметр сферы того же объема, что и частица
Диаметр по площади d_A	Диаметр круга с такой же площадью, что и проекция площади частицы
Диаметр лобового сопротивления, d_e	Диаметр сферы с таким же аэродинамическим сопротивлением, что и сопротивление частицы в потоке при одной и той же вязкости и одинаковой скорости

Сферичность ψ Отношение площади поверхности сферы равного объема к реальной площади поверхности частицы

Округлость χ Отношение длины окружности круга с площадью сечения, равной площади сечения неправильной частицы, к реальному периметру сечения неправильной частицы

Для области вязкого течения диаметр лобового сопротивления может быть рассчитан теоретически для эллипсоидальных частиц. В каждом случае диаметр лобового сопротивления зависит от ориентации. Частицу можно представить в эллипсоидальном виде, движущейся по оси или под прямым углом к ее осям вращения, как показано на рис. IV-7.

В первом случае эллипсоидальные частицы имеют большую ось a и две равных малых оси b и c , которые можно выражать в долях от большой оси c с помощью множителя n . Другие случаи являются частными. Результаты для четырех случаев приведены на рис. IV-8.

Случай I. Эллипсоид вращения движется вдоль оси вращения: a — ось вращения; $a=nb$; $b=c$.

Случай II. Эллипсоид вращения движется под прямым углом к своим осям вращения: b — ось вращения; $a=nb$; $a=c$.

Случай III. Эллиптический диск, движущийся боком: $a=nb$; $c=0$.

Случай IV. Эллиптический диск, движущийся в направлении, перпендикулярном его плоскости: $a=0$; b — главная ось; $c=nb$.

Искомый эквивалентный диаметр d_e может быть найден при приравнивании величины $d_e/2b$ к значению, взятому из кривых рис. IV-8 для соответствующего значения n .

Лобовое сопротивление вытянутых и сплюснутых сфероидов в режиме установившегося движения было детально рассмотрено Люнцем [534, 535], который использовал метод эффективных масс. К сожалению, формулы, полученные при таком подходе, были неудобны для практического использования, но они подтверждают тот факт, что лобовое сопротивление вытянутой (торпедообразной) капли того же объема как и можно было ожидать.

Рис. IV-7. Эллипсоиды вращения [204]:

a — движение вдоль оси вращения; b — движение в направлении, перпендикулярном оси вращения.

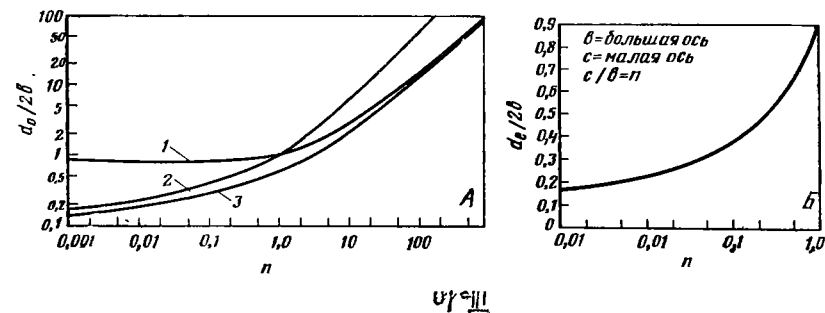


Рис. IV-8. Эквивалентные диаметры d_e для эллипсоидов вращения [204]:
A — движение вдоль оси a ; 1 — a — ось вращения, $a=nb$, $b=c$; 2 — b — ось вращения; $a=c=nb$; 3 — эллиптический диск, движущийся боком, $an=b$; $c=0$; B — эллиптический диск, движущийся перпендикулярно своей плоскости.

Для изометрических частиц [158, 641] — кубов, октаэдров, кубических октаэдров и тетраэдров — скорость частицы может быть найдена путем умножения скорости движения сферы с эквивалент-

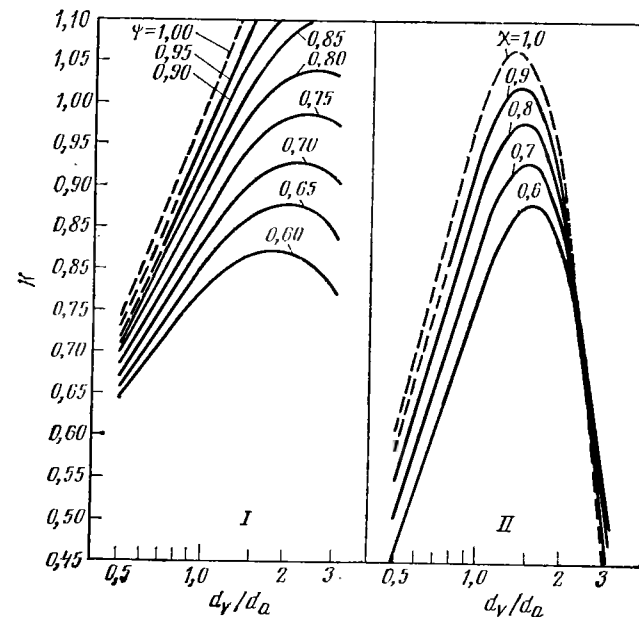


Рис. IV-9. Зависимость коэффициента оседания K в области вязкого течения от сферичности ψ и округлости неизометрических частиц при различных соотношениях d_v/d_a [359]:

I — для цилиндров, сфер и параллелепипедов с круглой или равносторонней поверхностью;
II — изменяющаяся округлость проектируемой поверхности.

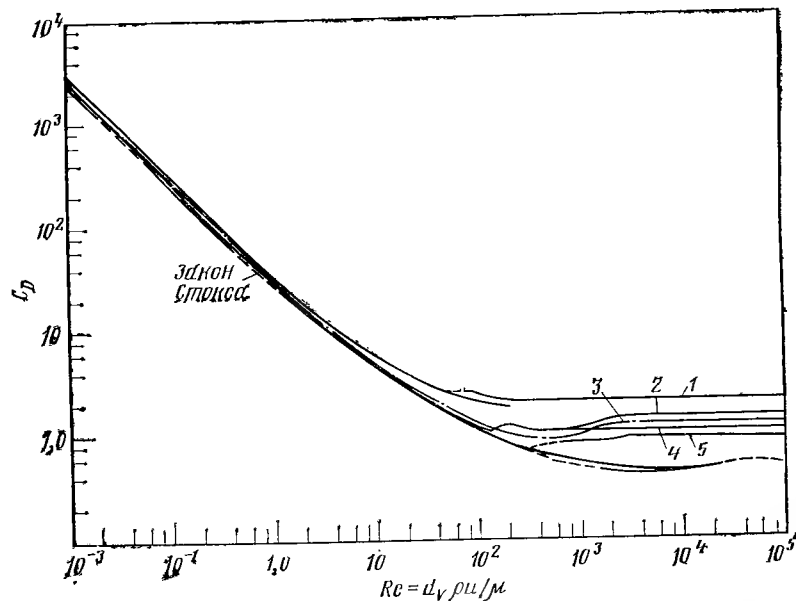


Рис. IV-10. Корреляция коэффициента лобового сопротивления C_D для изометрических частиц различной сферичности [641]:
1 — $\psi=0,670$; 2 — $\psi=0,806$; 3 — $\psi=0,846$; 4 — $\psi=0,945$; 5 — $\psi=1,0$.

ным диаметром d_v на эмпирический поправочный коэффициент K , определяемый из выражения

$$K = 0,843 \lg \Psi / 0,0065 \quad (IV.63)$$

где Ψ — сферичность, равная d_v^2/d_s^2 .

Для неизометрических частиц [359] — цилиндров, параллелепипедов и сфероидов — скорость частицы может быть найдена на основе коррелирующих кривых (рис. IV-9), из которых находят также поправочный коэффициент K . Он является функцией отношения объемного диаметра к поверхностному диаметру (d_v/d_s), причем параметром является сферичность частицы. Вероятно эти кривые применимы и при расчете частиц неправильной формы.

За областью вязкого течения экспериментальные результаты более ограничены, тем не менее был предложен ряд эмпирических коррелирующих функций [55, 66, 546, 641, 659]. Наиболее простым методом является применение эмпирических корреляций с учетом сферичности частиц, графически показанном на рис. IV-10 для изометрических частиц. Для более нерегулярных частиц предположили, что коэффициент лобового сопротивления может быть рассчитан [348] из уравнения

$$C_D = \frac{4(\rho_q - \rho)gd_v^3}{3\rho u^2 d_s^2} = \frac{\Psi^4(\rho_q - \rho)gd_v}{3\rho u^2} \quad (IV.64)$$

для

$$Re = \frac{\rho u d_s}{\mu} = \frac{1}{\sqrt{\Psi}} \cdot \frac{\rho u d_v}{\mu} \quad (IV.65)$$

В области турбулентности ($Re < 2000$) уравнение

$$C_D = 5,31 - 4,88\Psi \quad (IV.66)$$

дает хорошие сравнения с экспериментальными данными [641].

8. ШЕРОХОВАТОСТЬ ЧАСТИЦ

В настоящее время неизвестны методы измерения шероховатости частиц, хотя влияние шероховатости на поведение частиц в газопроводе отмечалось неоднократно. Так, например, гладкие сферические частицы не вращаются в потоках, характеризующихся большим числом Рейнольдса, тогда как для шероховатых частиц наблюдается этот эффект.

Предполагают, что при низких скоростях шероховатые частицы захватывают своими зазубринами слой несущей среды, поэтому определяющим параметром является внешний диаметр частицы [349]. При более высоких скоростях критическая величина C_D имеет меньшее значение для шероховатых частиц, чем для гладких.

9. ПЛОТНОСТЬ ЧАСТИЦ

Даже частицы, на первый взгляд кажущиеся гомогенными, часто представляют собой агломераты и негомогенные смеси. Это было доказано для дыма и других систем, образующихся в паровой фазе, работами Уитлоу-Грэя и Паттерсона [939], которые измеряли плотность частиц тем же методом, что и Милликен для измерения заряда электрона.

В табл. IV-3 приведены некоторые экспериментально полученные данные по плотности частиц, а также нормальная плотность

ТАБЛИЦА IV-3

Плотность некоторых частиц [939]

Вещество	Нормальная плотность, 10^3 кг/м^3	Максимальное значение		Среднее из низких значений	
		плотность, 10^3 кг/м^3	диаметр, мкм	плотность, 10^3 кг/м^3	диаметр, мкм
Кадмия оксид	6,5	2,7	2,42	0,51	5,96
Серебро	10,5	4,22	1,79	0,94	4,30
Золото	19,3	8,00	2,35	1,24	5,54
Ртуть хлорид	5,4	4,32	4,53	1,27	3,63
Ртуть	13,6	10,8	2,05	1,7	3,08
Магния оксид	3,6	3,48	3,26	0,35	7,29

материала, средние значения легких фракций и соответствующие им размеры частиц.

Эти данные показывают, что частицы таких веществ, как хлорид ртути, оксид магния, практически гомогенны и состоят из плотно упакованных единиц. Другие частицы представляют собой агломераты и их масса намного меньше значения, которое следовало бы ожидать в результате измерения их диаметра под микроскопом. Поэтому знание только размеров и формы агломерированных частиц не дает достаточных оснований для использования их в расчетах аэродинамического сопротивления.

ГЛАВА V

ПЫЛЕОСАДИТЕЛЬНЫЕ И ИНЕРЦИОННЫЕ УЛОВИТЕЛИ

Простейшим методом удаления твердых частиц из потока газа является их осаждение под действием силы тяжести. Крупные частицы часто оседают на горизонтальных участках газопроводов, которые в таких случаях действуют как простые пылеосадительные камеры, тогда как для эффективного улавливания грубых частиц имеются специально разработанные камеры. К грубым частицам, часто называемым gritом, относят частицы, задерживаемые ситом с отверстиями 200 меш, или частицы размером более 70 мкм. Для этих частиц, особенно, если они отличаются абразивным действием, предпочтительным методом удаления является осаждение в пылеосадительных камерах, что объясняется незначительным падением давления в установке, а также большим межремонтным сроком ее эксплуатации [136].

Действие инерционных уловителей основано на резком изменении направления движения газового потока. Частицы, вследствие момента инерции, которым они обладают, сохраняют первоначальное направление движения и попадают в сборный бункер, в то время как газовый поток, освобожденный от крупных частиц, выходит из уловителя. Инерционные уловители несколько сложнее по конструкции, чем простые пылеосадительные устройства, но их преимуществами являются меньшие размеры осадительных камер, а также тот факт, что они могут улавливать с достаточной эффективностью частицы размером до 20 мкм.

1. ТЕОРИЯ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПЫЛЕОСАДИТЕЛЬНЫХ КАМЕР

В пылеосадительных камерах газовый поток замедляется до такой степени, чтобы частицы успели осесть. Теоретически большая осадительная камера была бы достаточна для удаления из газа даже очень маленьких частиц, однако принятые на практике размеры камеры ограничивают их применимость: в них улавливаются только грубые частицы [37].

В горизонтальных камерах (рис. V-1) средняя скорость газового потока U (м/с) должна быть такой, чтобы обеспечить ламинарное течение газов через камеру

$$U = Q/(BH) \quad (V.1)$$

где Q — интенсивность газового потока, м²/с; H — высота камеры, м; B — ширина камеры.

Скорости оседания сферических частиц плотностью 1000 кг/м³
в воздухе (температура 20 °С, давление 100 кПа)

Диаметр частиц, мкм	Скорость оседания, м/с		Диаметр частиц, мкм	Скорость оседания, м/с	
	эксперимент	расчет по закону Стокса		эксперимент	расчет по закону Стокса
0,1	8,7·10 ⁻⁷	8,71·10 ⁻⁷	10	3,06·10 ⁻³	3,06·10 ⁻³
0,2	2,3·10 ⁻⁶	2,27·10 ⁻⁶	20	1,2·10 ⁻²	1,2·10 ⁻²
0,4	6,8·10 ⁻⁶	6,85·10 ⁻⁶	40	4,8·10 ⁻²	5,0·10 ⁻²
1,0	3,5·10 ⁻⁵	3,49·10 ⁻⁵	100	2,46·10 ⁻¹	2,5·10 ⁻¹
2	1,19·10 ⁻⁴	1,19·10 ⁻⁴	400	1,57	4,83
4	5,00·10 ⁻⁴	5,00·10 ⁻⁴	1000=1 мм	3,82	30,50

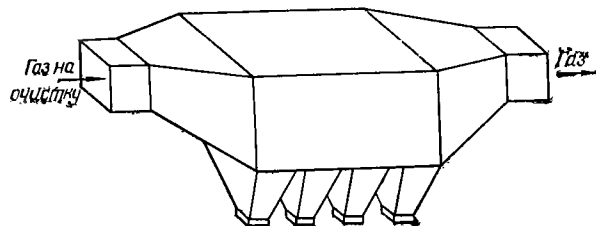


Рис. V-1. Четырехсекционная пылеуловительная камера с бункерами и горизонтальным потоком газа.

Время пребывания (t , с) газа в камере зависит от длины камеры L , м

$$t = L/U = \frac{LBH}{Q} = \frac{V}{Q} \quad (V.2)$$

где V — объем камеры.

Если частица какого-либо материала размером d опускается на высоту h (м) за t (с), то отношение h/H представляет собой долю частиц этих размеров, оседающих в камере. Если $h \geq H$, то все частицы этих размеров и более крупные, будут уловлены в коллекторе. Кривая отношения h/H для частиц различных размеров называется кривой парциальной, или фракционной эффективности пылеосадительной камеры.

Значение h можно определить, как произведение средней скорости оседания частиц u_m и времени пребывания t

$$h = u_m t \quad (V.3)$$

Если частицы настолько малы, что их конечная скорость u_t достигается за промежуток времени, намного меньший времени пребывания, конечная скорость может быть приравнена к средней скорости u_m . Если размеры частиц не позволяют сделать это допущение, то расстояние, пройденное частицами, должно быть рассчитано в две стадии. Вначале находят пройденное расстояние, равной 99% конечной [уравнения (V.23) и (V.24)], а затем рассчитывают расстояние, пройденное за оставшуюся часть времени пребывания. Если за время пребывания газового потока в камере конечная скорость не достигается, необходимо использовать уравнение (IV.21, а) в интегральной форме с пределами интегрирования от 0 до t .

Для частиц размером менее 76 мкм удовлетворительное приближенное значение конечной скорости оседания можно получить на основе закона Стокса. Для более крупных частиц необходимо применять общее уравнение (V.16) с соответствующим коэффициентом лобового сопротивления C_D , рассчитанным по уравнениям (IV.7)—(IV.11). Скорости оседания единичных сферических ча-

стиц, как экспериментальные, так и рассчитанные на основе закона Стокса, приведены в табл. V-1.

В тех случаях, когда закон Стокса применим для расчета конечной скорости, он дает удовлетворительное приближенное значение средней скорости витания; размер частиц, которые будут полностью удаляться в камере, может быть найден из уравнения

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{18HU\rho}{(\rho_p - \rho)gL}} = \sqrt{\frac{18Q\mu}{(\rho_p - \rho)gBL}} \quad (V.4a)$$

Это простое выражение должно применяться только для оценки эффективности пылеулавливающей камеры, поскольку почти всегда важную роль играют усложняющие факторы, связанные со скоростями осаждения, которые выходят за пределы области, описываемой законом Стокса. Другими факторами, которые необходимо учитывать, являются эффекты захвата частиц при их высокой концентрации в газовом потоке (см. главу IV, с. 199). Все эти факторы приводят к уменьшению эффективности пылеулавливания.

Другим главным фактором, который нужно учитывать при расчете и выборе размеров пылеосадительной камеры, является скорость газового потока. Она должна быть ниже скорости увеличения или «подхвата» осевшей пыли. Как правило [493], считают, что для большинства материалов следует сохранять скорость потока менее 3 м/с. Однако некоторые материалы (например, крахмал или сажа), подхватываются потоком при меньших скоростях, тогда как для тяжелых частиц, образующих агломераты в виде крупных комков, допустимы гораздо более высокие скорости (табл. V-2). В связи с этим, а также учитывая проблему достижения равномерного газового потока через камеру, реальная эффективность камеры не совпадает с эффективностью, найденной на основе простых уравнений, приведенных выше.

Для улучшения эффективности пылеосадительной камеры при горизонтальном газовом потоке можно уменьшить высоту, с которой частица опускается до дна. Этот метод применен в осадитель-

ТАБЛИЦА V-2

Средние значения скорости оседания различных материалов [53]

Материал	Плотность, 103 кг/м ³	Средний размер частиц, мкм	Средняя ско- рость, м/с
Алюминиевые опилки	2,27	335	4,3
Асбест	2,20	261	5,2
Обжиговая пыль (цветная металлургия)	3,02	117	5,7
Оксид свинца	8,26	14,7	7,6
Известняк	2,78	71	6,4
Крахмал	1,27	64	1,8
Зерновая сталь	6,85	96	4,6
Древесная стружка	1,18	1370	3,9
Древесные опилки	—	1400	6,8

ной камере Говарда (рис. V-2), в которой были смонтированы ряды горизонтальных плоскостей (полок). Основным возражением против широкого использования камер Говарда является трудность очистки межполочного пространства хотя это препятствие может быть устранено путем установления системы самоочистки, например, форсуночных воздухопромывателей.

Если камера высотой H содержит N полок, то высота каждой секции равна примерно $H/(N+1)$, и классификационная эффективность равна $h(N+1)/H$.

Вертикальные пылесадительные камеры являются по существу декантационными устройствами, в которых улавливаются частицы со скоростью оседания выше скорости газового потока. Установки такого типа применяются для улавливания крупной пы-

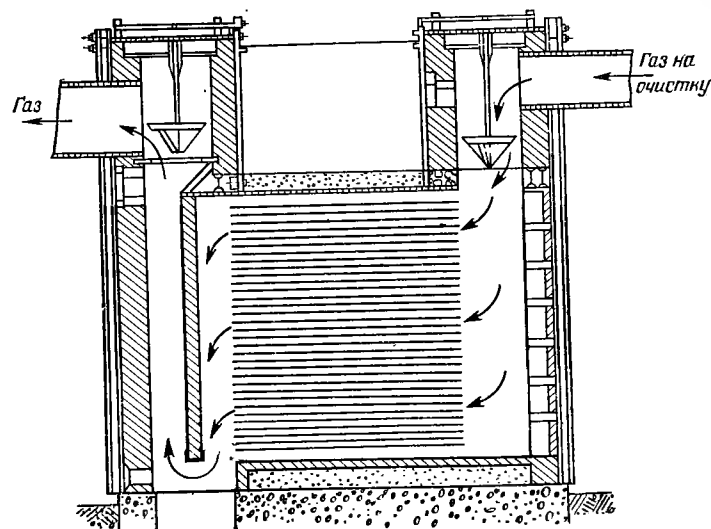


Рис. V-2. Многополочная пылесадительная камера Говарда [493].

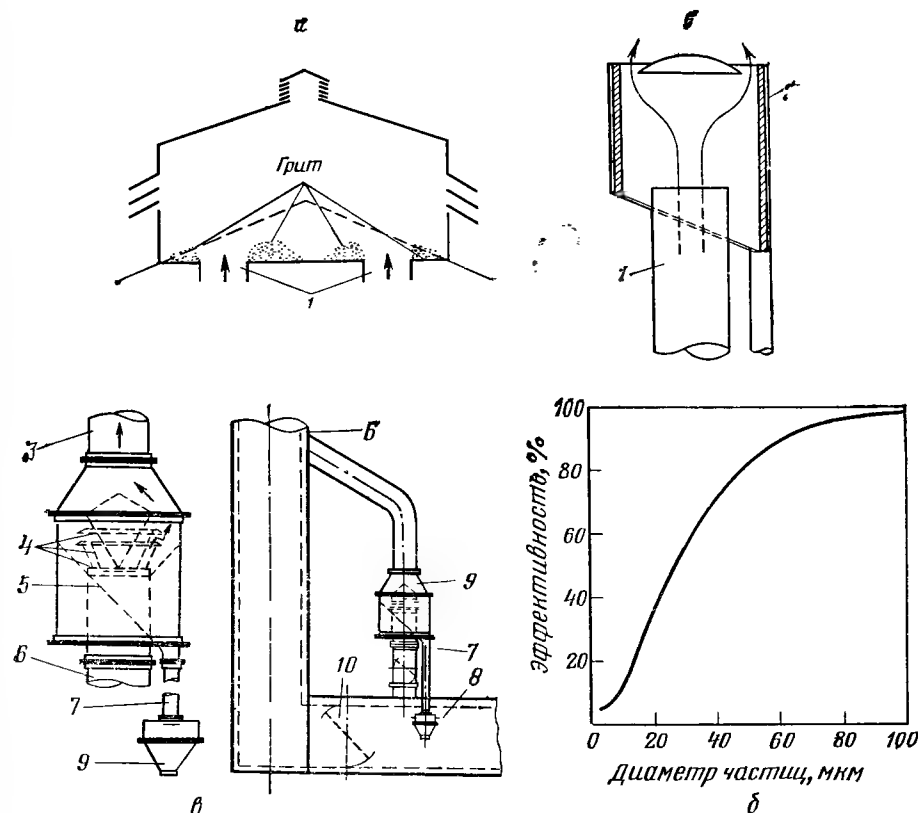


Рис. V-3. Вертикальные пылесадительные камеры для улавливания грита:

а — простейший зонтик для улавливания грита [764]; б — одноступенчатый ваграночный уловитель [764]; в — уловитель дефлекторного типа [657]; г — фракционная эффективность уловителя, показанного на рис. в [657]; 1 — вагранка; 2 — огнеупорная облицовка; 3, 6 — дымоход; 4 — отражательные конусы; 5 — отклоняющая плита; 7 — пылеотводная труба; 8 — пылесборник; 9 — пылеуловитель; 10 — перепускной клапан.

ли (грита) в небольших вагранках и мелких котельных. В их простейшей форме, например, в случае общего зонтика для нескольких вагранок (рис. V-3, а), пыль движется к кучам, осевшим по бокам осадителя; часть ее падает назад в вагранку. Зонтик очищается вручную во время остановок цеха.

Более сложными являются установки дефлекторного типа (отражатели), в которых пыль собирается в кольцевом коллекторе, окружающем дымовую трубу (рис. V-3, б и в).

В установке, показанной на рис. V-3, б, диаметр уловителя в 2,5 раза больше диаметра газовой трубы, поэтому скорость в уловителе равна всего $1/(2,5)^2$, т. е. $1/6,25$ скорости в трубе; крупные частицы размером 200—400 мкм, которые уносятся потоком через трубу при скорости 1,5—2,0 м/с, будут задержаны в устройстве такого типа.

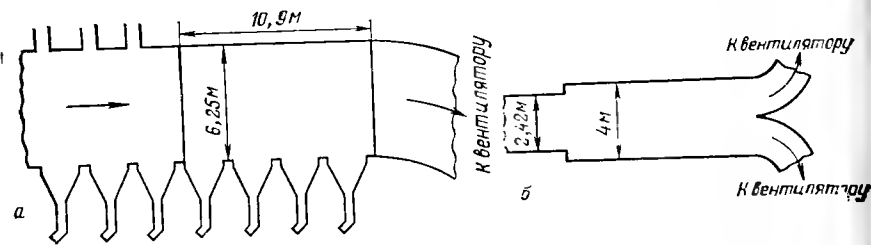


Рис. V-4. Осадительная камера цеха агломерации [236]:
а — вид сбоку; б — вид сверху.

2. ПРИМЕНЕНИЕ ПРОСТЫХ ПЫЛЕОСАДИТЕЛЬНЫХ КАМЕР

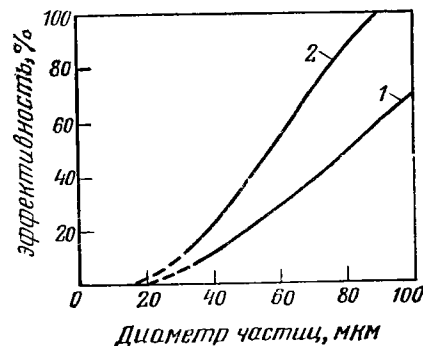
Применение простых пылеосадительных камер для улавливания крупных частиц пыли имеет ряд преимуществ и недостатков.

К преимуществам относятся: простота конструкции; низкая стоимость установки и незначительные эксплуатационные расходы; минимальный перепад давления и широкий интервал рабочих температур и давлений, ограниченный только видом конструкционного материала; складирование уловленного материала в сухом виде и возможность улавливания абразивных материалов.

Основным недостатком осадительных камер с горизонтальным потоком являются слишком крупные габариты.

Одна из типичных установок цеха агломерации [136] обрабатывает $2,3 \cdot 10^6$ м³/ч газа (при комнатной температуре). При концентрации пыли на входе 1 г/м³ это соответствует 2300 кг/ч твердых частиц. В осадительной камере (рис. V-4) эта масса уменьшается до 850 кг/ч, или 0,37 г/м³. При очистке таких больших объемов газа низкий перепад давления в установке и малые энергозатраты являются важным экономическим преимуществом.

Дженнингс [399] рассчитал кривые фракционной эффективности для двух наиболее важных компонентов, содержащихся в отходящем потоке агломерационной машины, — кварца (плотность 2600 кг/м³) и оксида железа (плотность 4500 кг/м³). Высота и ширина камеры этой машины равны 3 м, а длина — 6 м. Кривые



(рис. V-5) показывают, что все частицы плотностью 4500 кг/м³ и размерами более 80 мкм должны задерживаться в камере, тогда как легкие частицы размерами 100 мкм будут уловлены только на 70%.

Рис. V-5. Фракционная эффективность (предположительная) очистки газа цехов обжига [399]:

1 — плотность пыли 2600 кг/м³; 2 — плотность пыли 4500 кг/м³.

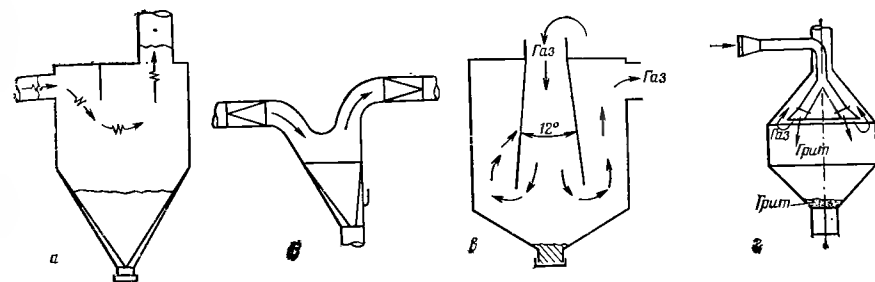


Рис. V-6. Инерционные пылеуловители с ускорением частиц при направлении к пылесборнику:

а — простой инерционный пылеуловитель [7]; б — пылеуловитель с круглой ловушкой [7]; в — пылеуловитель с подачей газа сверху [399]; г — инерционный пылеуловитель с заглубленным бункером.

Эффективность вертикальных осадителей не очень высока. Для типичного барабанного котла эффективность обеспыливания с помощью дефлектора (см. рис. V-3, в) составляла 75%. Для небольших производств это может оказаться достаточным.

3. ИНЕРЦИОННЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

Эффективность обеспыливания в простой пылеосадительной камере может быть увеличена, а габариты ее уменьшены, если частицам будет придан дополнительный момент движения вниз в добавление к эффекту гравитационного осаждения. Существует большое число конструктивных разработок, основанных на этом принципе, начиная с установки в камере простых отражательных щитов до специальных форсунок, ускоряющих процесс осаждения.

Простые инерционные пылеуловители (рис. V-6, а) иногда размещаются последовательно. Хотя их эффективность такова же, что и простых пылеосадительных камер, перепад давления больше, однако он может быть снижен при использовании закругленных отражателей (рис. V-6, б).

В других инерционных пылеосадителях применяется направленная вниз труба, придающая частицам добавочный момент, равный примерно $g/3$, в дополнение к гравитационной силе g . Один из исследователей (рис. V-6, в) предположил [399], что при использовании конуса с постепенно увеличивающимся диаметром скорость газа у дна пылеуловителя уменьшается, снижается и увлечение частиц. Подобные соображения, вероятно, лежат в основе усовершенствованной пылеотделительной камеры Проккэта, напоминающей воронку с высокой цилиндрической частью (рис. V-6, г) [663].

Опытные результаты, полученные на этой модели как для угольной пыли, так и для летучей золы, представлены в табл. V-3 вместе с гранулометрическим составом исследуемых пылей.

ТАБЛИЦА V-3

Эффективность улавливания различных пылей [663]

Фракционный состав, мкм	Улавливание, %		Скорость газа на входе, м/с	Содержание пыли, г/м³	Улавливание, %
	пылевидного угля	летучей золы			
Более 200	0	2,08	Пылевидный уголь		
120—200	1,84	7,08	7,3	34,9	74,3
90—120	2,92	14,88	9,8	91,0	63,0
75—90	6,48	5,28	12,0	23,4	47,0
60—75	13,52	10,08	Летучая зола		
Менее 60	75,24	60,60	5,3	19,8	79,7
			8,6	21,1	70,5
			13,4	10,3	55,5

Глубина турбулентной зоны в цилиндрической части камеры является определяющим фактором в процессе увлечения частиц.

Современная конструкция простого инерционного пылеуловителя, в котором механизм осаждения основан на изменении направления движения, описан Мушелькинауцем [589]. Газовый поток проходит вертикально вниз по цилиндрическому газоходу, затем изменяет направление движения на 180° и проходит через кольцевую трубу, окружающую вход в уловитель, при этом пыль оседает в бункере. На входе газа в пылеуловитель устанавливается тщательно рассчитанная кольцевая муфта.

В одном из вариантов в кольцевой зазор перед муфтой вдувается воздух (с вращательным моментом движения) со скоростью в три раза большей, чем осевая скорость основного газового потока. Эта кольцевая струя, вступая в соприкосновение с основным газовым потоком на его границе, способствует вращению газа. Выходной газоход служит для отвода очищенного газа; в нем часть кинетической энергии переходит в энергию давления. Во втором, менее эффективном варианте, часть отходящего газа просасывается через щели в кольцевой муфте; при этом добавочный воздух не подается. Такие установки с типичными кривыми фракционной эффективности приведены на рис. V-7.

Более сложным и более эффективным является пылеуловитель, в котором газы при своем движении сталкиваются со стенкой, при этом пыль задерживается, а газы проходят дальше. В одном случае, в инерционном пылеуловителе Вентури (рис. V-8) [848], газ проходит горизонтально через ряд отклоняющих сопел 1, образованных ромбовидными газоходами 2, расположенных на небольшом расстоянии от верха основного газохода. Скорость газа увеличивается при его приближении к горловине отклоняющего сопла, при этом момент количества движения частиц способствует их концентрированию вдоль направляющих стенок. Концентрат (т. е. газ с повышенным содержанием пыли) проходит через про-

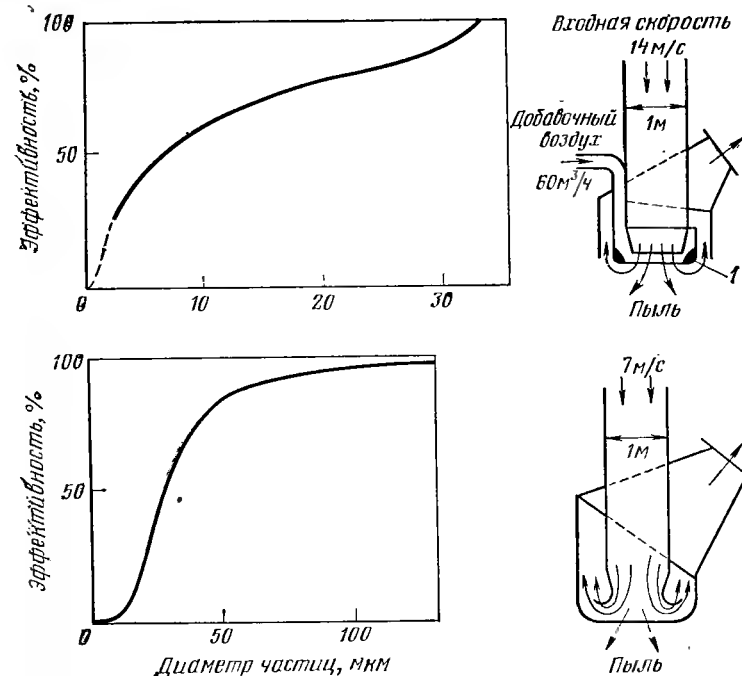


Рис. V-7. Современные инерционные пылеуловители (схема и кривые фракционной эффективности) [589]:

1 — кольцевая муфта (радиус 1 м).

резь в вертикальном газоходе 3 и сталкивается с V-образной ловушкой. Пыль попадает в пылесборник, тогда как газ выходит через верх вертикального газохода. Ловушки расположены в 6, 9 или 12 рядов, газовый поток регулируется заслонками 4, которые действуют как перепускные клапана.

Другим типом пылеуловителя, характеризующегося также очень низким перепадом давления, является экранный пылеуловитель D.E.F [544] (рис. V-9). Основным его элементом является V-образный профиль, где струи запыленного газа, образованные в промежутках между этими профилями, сталкиваются с основой V-образного элемента. Газовый поток либо отталкивается от основы, либо движется по кругу вдоль кривой составляющей элемента. При столкновениях и круговом движении пыль отделяется от газового потока и попадает в пылесборник, расположенный внизу. В ряде случаев для облегчения удаления пыли из V-образных каналов прибегают к обстукиванию или вибрации. С этой же целью может применяться впрыскивание жидкости, что к тому же предотвращает повторный унос пыли газовым потоком.

Система очень надежна и может быть использована при работе в условиях высоких температур и наличия коррозионных сред.

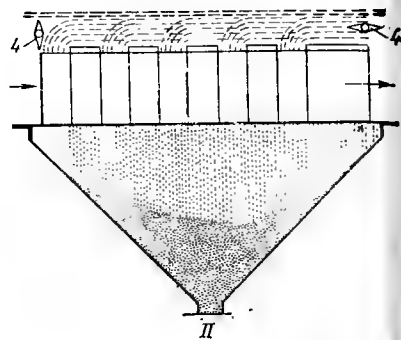
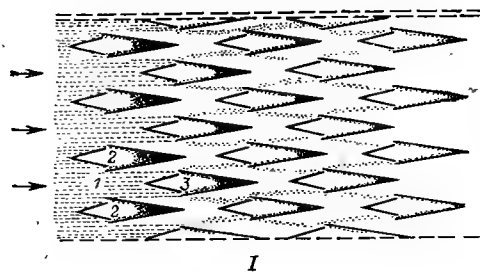


Рис. V-8. Инерционный пылеуловитель Вентури [848]:

I — вид сверху; II — вид сбоку; 1 — отклоняющиеся сопла; 2 — газоходы; 3 — прорезь; 4 — заслонки.

Например, в кислых средах ячейки пылеуловителя могут быть изготовлены из кислотоупорных нержавеющей сталей, а стены камеры футерованы кислотоупорной плиткой. Перепад давления в установке составляет 25—100 Па, а иногда и меньше. На современных установках достигнуты такие результаты:

	Цементные заводы, цеха обжига извести	Парогенераторы на pulverизированном угле
Содержание пыли на входе, г/м ³	20—70	—
Содержание фракции менее 10 мкм, %	38	—
Температура потока, °С	127	—
Объемная скорость, м ³ /с	800	—
Перепад давления, Па	16	33
Эффективность очистки, %	80—91	80 (12 рядов)

Пылеуловитель, сочетающий некоторые преимущества обоих вышеуказанных устройств, показан на рис. V-10. Он представляет собой аппарат с обратным соплом, в котором запыленные газы сталкиваются с жалюзи неправильной формы, имеющим щели. Газовый поток изменяет направление движения, а частицы пыли проходят через щели к замкнутому каналу и далее попадают в пылесборник.

К инерционным пылеуловителям относится и скруббер Кальдера — Фокса [249], применяемый для удаления туманов кислот

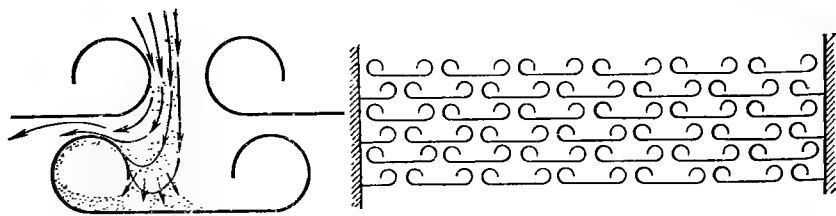


Рис. V-9. Экранный инерционный пылеуловитель Д.Е.Р. [544].

Рис. V-10. Инерционный пылеуловитель-отбойник с обратными соплами [493].

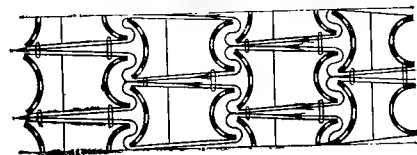
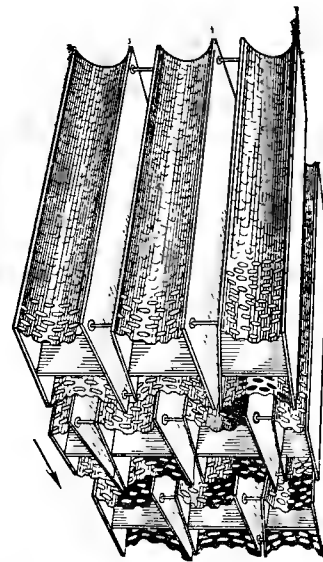
(рис. V-11). Газы, содержащие капельки тумана кислоты, пропускаются через отверстия, где происходят их агломерация, и затем сталкиваются с отражательными пластинами, где оседают в виде агломерированных капель. Конструктивными материалами являются либо листовый свинец, либо (для работы при повышенных температурах) стеклянные полосы, которые несмотря на хрупкость хорошо выдерживают высокие температуры.

Листовой свинец толщиной 3 мм имеет отверстия размером 3 мм на каждые 9—12 мм² площади. За этими листами расположены отбойные листы с отверстиями, совпадающими по оси с первыми, но с диаметром отверстий 6 мм. За ними расположен коллектор — пластина с отверстиями 2 мм, расположенными через каждые 3 мм. В устройствах со стеклянными полосами входные щели размером 1,5 мм, а щели в отбойных пластинах — 3 мм; они расположены друг от друга на 8 мм.

Из опубликованной литературы видно, что очень трудно получить прямоугольные неискривленные стеклянные полосы. Скорости газа в таком скруббере составляют 30—35 м/с, а перепад давления — 870—1370 Па. При более высоких скоростях наблюдается повторный захват частиц, при меньших скоростях — уменьшение эффективности улавливания. Эффективность скруббера Кальдера — Фокса составляет 90—97%, при этом улавливаются капли диаметром 2—2,5 мкм.

Недавно предложена изящная разработка коллектора Петерсона «Drungsrung» (сжатая пружина) [637], подобного скрубберу Кальдера — Фокса и широко применяемого для очистки газов от туманов кислот, масел, а также от мелких твердых частиц (например, красители и пигменты).

Коллектор Петерсона представляет собой спиральную пружину, один конец которой закрыт; виткам пружины придана такая форма, что отдельные витки пружины сцепляются друг с другом и вызывают изменение направления потока газа, проходящего че-



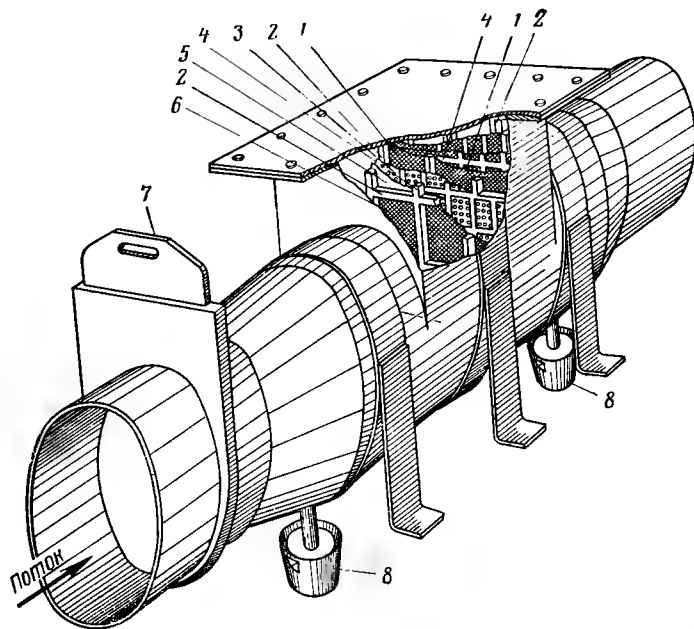


Рис. V-11. Скруббер Кольдера — Фокса [249]:

1 — пластина коллектора; 2 — разделительные рамки; 3 — отбойная пластина; 4 — разделительный элемент; 5 — подстиляющий слой; 6 — входная пластина; 7 — заслонка; 8 — цементный резервуар.

рез них. Форма таких пружин, показанная на рис. V-12, вызывает эффективную коагуляцию туманов; капли жидкости скатываются вдоль пружины, падая в отстойник. Преимуществами этого коллектора являются, во-первых, простота и экономичность экструдирования элементов спирали заданного профиля, и, во-вторых, относительная легкость, с которой можно изменять зазор между последовательными витками спирали, изменяя толщину пружины, эффективность и перепад давления в коллекторе. Последний колеблется от 1,5 до 1,4 кПа, энергозатраты составляют около 0,7 Вт/(м³·ч). Эффективность очистки приведена ниже:

	На входе газа, г/м³	На выходе газа, г/м³
Туман фосфорной кислоты в пересчете на P_2O_5	52	0,06
Туман серной кислоты в пересчете на SO_3	18	0,015
HCl в производстве $CaCl_2$	17,7	0,00004
HF в производстве суперфосфата	1,8	< 0,005
H_2SO_4 в производстве кислоты с добавкой NH_3	0,8	0,05
SO_2 в производстве кислоты с добавкой NH_3	6	0,2
HCl в травильном цехе	0,98	0,0002

В жалюзийном коллекторе (рис. V-13) использован следующий принцип:

при резком изменении направления движения газового потока круговые частицы будут сохранять первоначальное прямолинейное движение. Этот коллектор отличается низким перепадом давления, иногда он используется в качестве предварительного пылеуловителя и устанавливается перед циклонами или рукавными фильтрами. Около 80% частично очищенного газового потока пропускается через жалюзи, оставшаяся часть запыленного газа подается к циклону.

Гораздо более эффективными являются пылеуловители с жалюзийными вытяжными отверстиями. Запыленный газ поступает в широкую часть усеченного конуса (рис. V-14), имеющего почти по всей поверхности желобовидный щели. Газовый поток изменяет свое направление, чтобы пройти через конус, тогда как пыль проходит прямо до конца конуса вместе с некоторой частью газового потока, откуда она выбрасывается во вторичный коллектор. Разработчики этого оборудования заявляют, что условия потока около жалюзей способствуют тому, чтобы пыль оставалась в центральном конусе. Такой тип пылеуловительного оборудования может очень

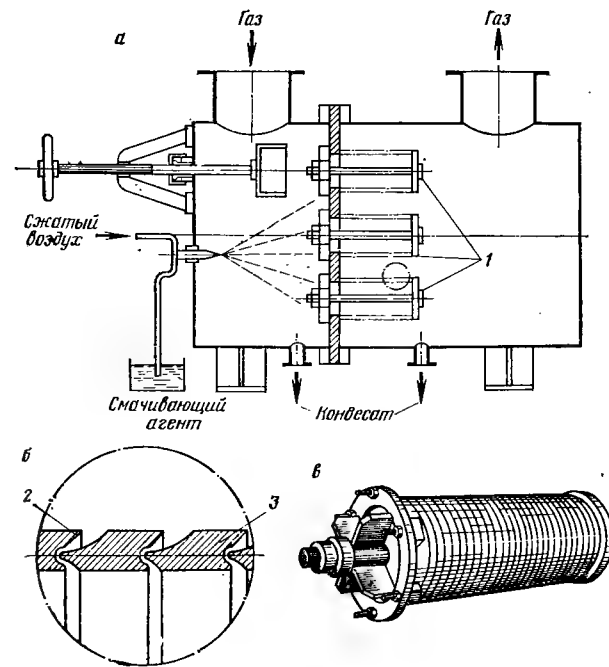


Рис. V-12. Коллектор Петерсона типа «сжатая пружина» для улавливания туманов [637]:

а — схема устройства; б — деталь пружины; в — пружина в сборе; 1 — пружины диаметром 180 мм; 2 — разделитель; 3 — профиль пружины.

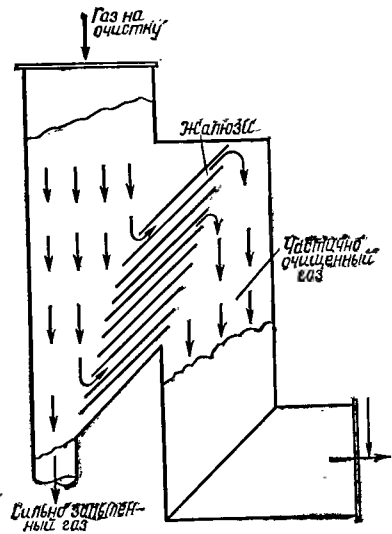


Рис. V-13. Жалюзийный пылеуловитель с отводом 10% основного газового потока [803].

Рис. V-14. Пылеотделитель с жалюзийными вытяжными щелями [401]:
1 — вторичный коллектор; 2 — конус; 3 — вторичный вентилятор.

широко применяться для улавливания золы в небольших бойлерных с переменной нагрузкой, поскольку в этих условиях эффективность пылеуловителей остается практически постоянной [330].

Для больших потоков газов можно установить параллельно несколько подобных пылеуловителей (рис. V-15, а). Здесь за жалю-

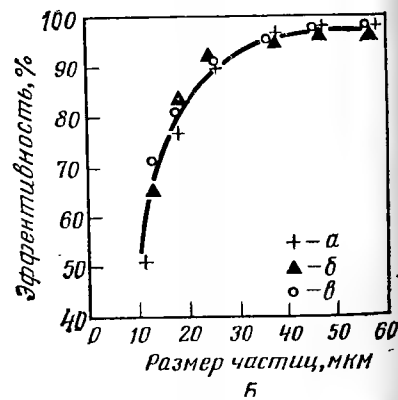
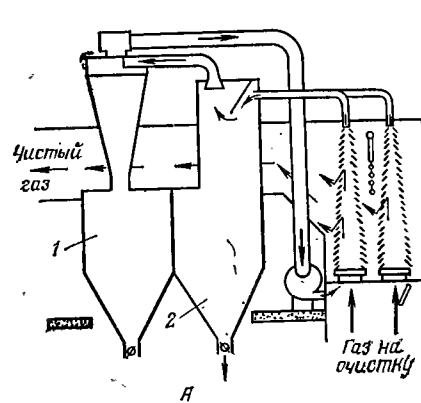


Рис. V-15. Конический пылеуловитель для электростанций:

а — схема конического жалюзийного отделителя пыли плотностью 1 г/см^3 с последующим инерционным пылеуловителем и циклоном [330]; б — фракционная эффективность [330]: 1 — сборник мелкой пыли; 2 — сборник грубой пыли; а — при максимальной нагрузке, конус 15; б — при нормальной нагрузке, конус 12; в — при нагрузке 50% от нормы, конус 7.

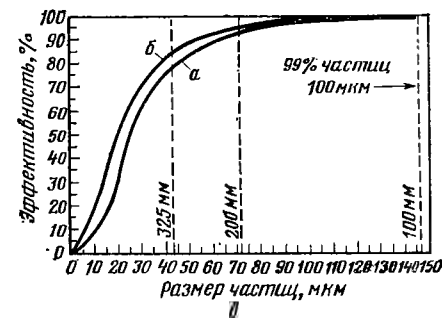
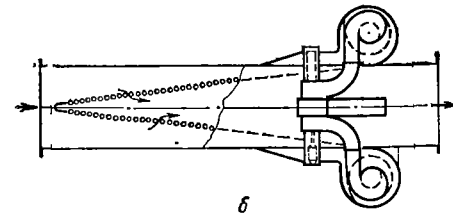
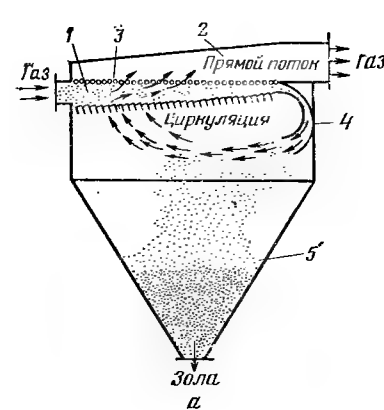


Рис. V-16. Пылеуловители с низким сопротивлением:

а — с использованием гравитационного осаждения пыли [391]; б — с использованием циклонов для удаления пыли; в — фракционная эффективность этих пылеуловителей [391]: 1 — конвергирующий канал; 2 — выходная камера; 3 — очищающая стенка; 4 — пылеотбойник; 5 — бункер.

зийным пылеотборником последовательно размещают отбойную камеру и циклон. Фракционная эффективность этой установки приведена на рис. V-15, б. Из рисунка следует, что ее эффективность примерно равна эффективности циклона с большой пропускной способностью, но перепад давления составляет 250—375 Па, т. е. ниже, чем у циклона.

Примеры других пылеуловителей с жалюзийными вытяжными щелями представлены на рис. V-16, а и V-16, б. Сопротивление в этих пылеуловителях ниже, так же как и эффективность, что можно видеть из кривых фракционной эффективности (рис. V-16, в). Эти установки широко применяются для улавливания грита в бойлерах небольшой мощности.

ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

Пылеуловительные системы, в которых твердые частицы удаляются из закрученного газового потока под действием центробежных сил, называются циклонами. Вероятно, это наиболее распространенный в промышленности тип обеспыливающего оборудования. Они просты по конструкции и обычно не имеют движущихся частей. Поскольку они могут изготавливаться из разнообразных материалов, в частности из огнеупорных и коррозионностойких, то не существует температурных ограничений для их применения, и эксплуатационные расходы могут быть сведены к минимуму.

Центробежная сила, действующая на частицы во вращающемся газовом потоке, намного больше, чем гравитационная, поэтому циклоны являются эффективными для удаления частиц гораздо меньших размеров, чем в случае пылеосадительных камер, и при одинаковых объемах газов размеры циклонов значительно меньше. С другой стороны, перепад давления в циклонах больше, а расход энергии гораздо выше.

Циклоны отличаются от инерционных уловителей, описанных в главе V, тем, что в циклоне осуществляется многовитковое вращение потока. Пылеосадительные камеры и инерционные пылеуловители используются (за исключением редких случаев) для удаления крупной пыли — размером более 76 мкм, в то время как промышленные циклоны эффективны для улавливания частиц до 10 мкм (при плотности, равной 1 г/см³) и могут применяться для улавливания еще более мелких частиц при внесении некоторых конструктивных изменений.

Если газовый поток содержит значительное количество крупнозернистых частиц, особенно очень твердых, стенки циклона могут пострадать от эрозии, поэтому перед циклоном желательно установить пылеосадительную камеру или инерционный пылеуловитель.

Вращательное движение придается газовому потоку различными способами; в соответствии с этим классифицируют и циклоны. Газы могут проходить через криволинейные направляющие лопатки в газоходе; такие устройства называются прямоточными циклонами [515], или вихревыми воздухоочистителями [197]; в другом случае вращение создается специальными вентиляторами. В наиболее распространенных противоточных циклонах газы поступают

по касательной в верхнюю цилиндрическую секцию, в центре которой расположена выхлопная труба, причем вход в выхлопную трубу находится ниже входа запыленного газа. Нижняя, коническая секция циклона соединена с пылесборником. Газы опускаются по спирали к вершине конуса и затем поднимаются через выходное отверстие.

При сочетании прямоточного и противоточного циклонов запыленные газы поступают по оси как в прямоточном циклоне, в то время как дополнительный поток воздуха подается через сопла по касательной к стенкам, создавая такой же тип движения газового потока, как в противоточном циклоне; эффективность работы при этом повышается [445, 446, 599, 731]. Поскольку поток газа похож на вихрь, такой тип циклонов в Германии называют «торнадо», а в Германии, где он был разработан, — обеспыливателем с вращающимся потоком (Drehströmungsentauber).

Ниже обсуждается теория разделения частиц во вращающемся потоке и применение этой теории при конструировании различных циклонов; описаны промышленные типы и, по мере возможности, для них даны экспериментальные значения коэффициентов фракционной эффективности, а также детально обсуждаются методы расчета эффективности циклонов и перепада давления.

1. РАЗДЕЛЕНИЕ ЧАСТИЦ ВО ВРАЩАЮЩЕМСЯ ПОТОКЕ

Простейшая система в циклонах представляет собой движение частицы в спиральном газовом потоке. Если газовый поток, содержащий частицу, движется по окружности (рис. VI-1) и предполагается, что тангенциальная скорость частицы равна скорости потока, то центробежная сила, действующая на частицу F , т. е. сила, перпендикулярная к касательной к дуге, рассчитывается по уравнению

$$F = m \frac{u_t^2}{R} \quad (\text{VI.1})$$

где m — масса частицы; u_t — тангенциальная составляющая скорости газового потока; R — радиус окружности.

Если газ движется по спирали вдоль стенок цилиндра (система, обычно наблюдаемая в прямоточном циклоне), частицы будут двигаться наружу, так как они увлекаются вдоль оси газовым потоком и их движение будет представлять собой расширяющуюся пространственную спираль. Скорость частицы в этом случае может быть разложена на три компонента: тангенциальная скорость u_t , направленная по касательной к спирали и перпендикулярная оси; скорость радиального дрейфа u_r , перпендикулярная тангенциальной компоненте и оси; и осевая скорость u_n , направленная по оси газовой спирали. Центробежная сила часто выражается через коэффициент n , указывающий, во сколько раз она превышает силу

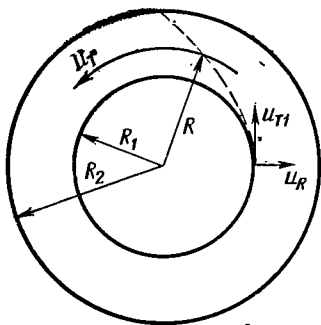


Рис. VI-1. Разложение скорости частицы в спиральном газовом потоке.

тяжести mg . Этот коэффициент можно определить путем деления гравитационной силы [уравнение (VI.1)] на mg :

$$n = \frac{u_T^2}{Rg} \quad (VI.2)$$

Теория безвихревого движения

Если предположить, что к системе может быть применена теория безвихревого движения [58, 197, 207, 255, 822, 877], то тангенциальная скорость u_T и радиус связаны уравнением

$$u_T R^n = \xi \quad (VI.3)$$

где ξ — константа; $n=1$.

Однако, следует отметить, что экспериментальные значения по-

казателя степени n для газовых циклонов составляют 0,5—0,7, а не равны единице. Последующий анализ был дополнен [822] экспериментальными значениями показателя степени.

Если в данное время t положение частицы в полярных координатах задано как (R, θ) , то компонента радиального смещения может быть записана как

$$u_R = dR/dt \quad (VI.4)$$

а тангенциальная компонента скорости как

$$u_T = R(d\theta/dt) \quad (VI.5)$$

при условии, что скорость частицы равна скорости газового потока. Тогда радиальное ускорение равно

$$\frac{du_R}{dt} = \frac{d^2 R}{dt^2} - R \left(\frac{d\theta}{dt} \right)^2 \quad (VI.6)$$

а тангенциальное ускорение запишется в виде

$$\frac{du_T}{dt} = R \frac{d^2 \theta}{dt^2} + 2 \frac{dR}{dt} \cdot \frac{d\theta}{dt}$$

Умножая ускорение частицы на ее массу, получим силу, действующую на частицу (второй закон Ньютона); этим силам противодействует сопротивление, которое газ оказывает любому от-

носительно перемещению частиц. Если предположить, что частицы встречают такое же сопротивление, как и при стационарном движении в ламинарном потоке газа, и что их относительное движение происходит в области вязкого истечения, то можно применить закон Стокса [уравнение (IV.4)], и уравнения движения частицы (в предположении ее сферической формы) относительно газового потока примут вид

$$\frac{m}{3\pi\mu d} \left\{ \frac{d^2 R}{dt^2} - R \left(\frac{d\theta}{dt} \right)^2 \right\} = -u_R = -\frac{dR}{dt} \quad (VI.8)$$

тангенциальное смещение

$$\frac{m}{3\pi\mu d} \left\{ R \frac{d^2 \theta}{dt^2} + 2 \frac{dR}{dt} \cdot \frac{d\theta}{dt} \right\} = 0 \quad (VI.9)$$

Тангенциальная компонента равна нулю, поскольку предполагают, что тангенциальные скорости частицы и газа равны.

Для интегрирования уравнения (VI.8) и (VI.9) переводят в безразмерную форму. Для этого радиусы выражаются через внешний радиус

$$R = rR_2 \quad (VI.10)$$

скорости выражаются через скорость u внешнего радиуса u_{T2}

$$u_R = u u_{T2} \quad (VI.11)$$

время выражают через отношение R_2/u_{T2}

$$t = \tau R_2/u_{T2} \quad (VI.12)$$

где r, u и τ — безразмерные переменные.

Тогда уравнения (VI.8) и (VI.9) могут быть сведены к выражениям

радикальное

$$T \left\{ \frac{d^2 r}{d\tau^2} - r \left(\frac{d\theta}{d\tau} \right)^2 \right\} = -\frac{dr}{d\tau} \quad (VI.13)$$

тангенциальное

$$T \left\{ r \frac{d^2 \theta}{d\tau^2} + 2 \frac{dr}{d\tau} \cdot \frac{d\theta}{d\tau} \right\} = 0 \quad (VI.14)$$

где

$$T = \frac{m u_{T2}}{3\pi\mu d R_2}$$

Заменяя m на $nd^3(\rho_ч - \rho)$ и предполагая, что частицы имеют сферическую форму диаметром d , получаем

$$T = \frac{d^2 (\rho_ч - \rho) u_{T2}}{18\mu R_2} \quad (VI.15)$$

Уравнение (VI.14) упрощается и принимает вид

$$\frac{T}{r} \cdot \frac{d}{d\tau} \left(r^2 \frac{d\theta}{d\tau} \right) = 0 \tag{VI.16}$$

При этом

$$r^2 \frac{d\theta}{d\tau} = \text{const} \tag{VI.17}$$

Умножая обе части уравнения (VI.5) на R , получаем

$$R^2 \frac{d\theta}{dt} = u_\tau R = u_{\tau 2} R \tag{VI.18}$$

Подстановка значений $u_{\tau 2}$ и R_2 приводит к тому, что константа в уравнении (VI.17) становится равной единице. Подстановка выражения (VI.17) в уравнение (VI.13) дает

$$\frac{d^2 r}{d\tau^2} + \frac{1}{T} \cdot \frac{dr}{d\tau} - \frac{1}{r^3} = 0 \tag{VI.19}$$

Уравнение (VI.19) представляет собой нелинейное дифференциальное уравнение, которое не может быть решено непосредственно, а лишь с помощью дифференциального анализатора [877]. Если пренебречь дифференциалом второго порядка, уравнение (VI.19) примет вид

$$dr/d\tau = T/r^3 \tag{VI.20}$$

что при интегрировании дает

$$\tau_2 - \tau_1 = \frac{1}{4T} (r_2^4 - r_1^4) \tag{VI.21}$$

Подставляя первоначальные значения, получаем, что время, необходимое для того, чтобы сферическая частица сместилась на расстояние от радиуса R_1 до радиуса R_2 , равно

$$t = \frac{9}{2} \left(\frac{\mu}{\rho_\tau - \rho} \right) \left(\frac{R_2}{u_{\tau 2} d} \right)^2 \left\{ 1 - \left(\frac{R_1}{R_2} \right)^4 \right\} \tag{VI.22}$$

Это уравнение было использовано для решения такой же задачи, для которой применяли численное решение уравнения (VI.19). Результаты расчетов разделения сферических частиц в спиральном газовом потоке [197] приведено ниже:

Абсолютная вязкость воздуха, Па·с			1,78 · 10 ⁻⁵	
Плотность, кг/м ³			1,23	
Скорость			0,19	
объемная, м ³ /м			12,20	
средняя осевая, м/с				
Геометрические размеры, мм				
R_1			11,1	
R_2			25,4	
R_2/R_1			2,3	
uR , м/с			0,127	
Плотность пыли, г/см ³			2,7	
Размер частиц, мкм		3	5	10
Оптимальная длина разделения, мм				
по уравнению (VI.19)	900	267	89	
по уравнению (VI.21)	680	224	61	

Из расчетов видно, что дистанция осаждения, рассчитанная с помощью такого упрощения на 26% меньше, чем получаемая с помощью числового решения строгого уравнения. Таким образом эффективность циклона, рассчитанная на основе упрощенного уравнения [207], будет явно завышена по сравнению с реальной.

Вихревая теория

Как и в предыдущем случае, считаем, что в данный момент времени t частица характеризуется координатами (R, θ, Z) в закрепленной полярной системе координат, где Z представляет собой положение частицы вдоль оси. Частица входит в систему при $Z=0$. Предполагают, что вращение газового потока равномерно со скоростью u характеризуется радиальной, азимутальной и осевой компонентами $0, r, \omega$ и u_H , где $\omega = u_\tau/R$ — постоянная угловая скорость и u_H — постоянная вертикальная скорость.

Влиянием пограничного слоя вблизи стенки циклона можно пренебречь, если предположить, что u_H достаточно велико и новые завихрения, образующиеся около стенки не смогут проникнуть внутрь слоя до выхода газового потока из циклона. Не учитывается также и взаимодействие частиц.

Компоненты скорости частицы u_τ при (R, θ, Z) могут быть записаны в виде

$$u_\tau = (\dot{R}, R\dot{\theta}, Z) \tag{VI.23}$$

где точками обозначены производные по времени.

Относительная скорость $u_{отн}$ запишется как

$$u_{отн} = u_\tau - u_G(\dot{R}, R\dot{\theta} - R\omega, \dot{Z} - u_H) \tag{VI.24}$$

Вязкость частиц, поскольку она очень мала, может быть найдена из уравнения (IV.4), записанного в виде

$$F = -mKu_{отн} \tag{IV.4}$$

где m — масса частицы; K — линейная функция от вязкости μ

$$K = 18\mu(\rho_\tau - \rho) d^2 \tag{VI.25}$$

Применяя второй закон Ньютона только для вязкого сопротивления частицы и силы тяжести вдоль оси (т. е. в направлении Z), получаем уравнение движения частицы

$$\ddot{R} - R\dot{\theta}^2 = -K\dot{R} \tag{VI.26a}$$

$$R\ddot{\theta} - 2\dot{R}\dot{\theta} = -KR(\dot{\theta} - \omega) \tag{VI.26б}$$

$$Z = K(Z - u) - g \tag{VI.26в}$$

На уровне входа ($Z=0$) $u_{\text{отн}}=0$, и начальное расстояние частицы от оси равно R_1 . Тогда уравнения (VI.26) должны удовлетворять следующим условиям: при $t=0$

$$R=R_1, \quad \dot{R}=0, \quad \dot{\theta}=\omega, \quad Z=0, \quad Z=u_n \quad (\text{VI.27})$$

Задача состоит в интегрировании уравнений (VI.26) и (VI.27). При этом определяют время t , за которое частица достигнет стенки при $R=R_2$. Поскольку эти уравнения линейны по отношению к R_1 задача равнозначна нахождению времени от $R=R_1/R_2$ до 1. Уравнение (VI.26, в) не связано с другими, и его решением при заданных начальных условиях является выражение

$$Z=(u-g/K)t$$

что указывает на постоянную скорость частицы вдоль оси. Здесь существует ограничение осевой скорости, достаточное для того, чтобы вертикальный дрейф частицы уравновешивал ее массу. Поскольку на практике $1000 < K < 10000$, это отклонение мало, и им можно пренебречь, исключение составляют лишь крупные частицы.

Предположение, что $\dot{\theta}=\omega$ означает, что $\ddot{\theta}=0$. Тогда из уравнения (VI.26, б) видно, что $\dot{R}=\ddot{R}=0$, а из уравнений (VI.26, а) и (VI.27) $R_1\omega^2=0$. Это возможно лишь в том случае, если газовый поток не вращается, либо когда частица сразу попадает на осевую линию и остается на ней. Поскольку K является большим параметром, другие коэффициенты в уравнениях (VI.28, а и б) могут быть сравнимы с K_1 и в частности член $2R\dot{\theta}$ в уравнении (VI.26, б) не может быть больше, чем 0 (1) для малых t . Член в правой части уравнения может быть либо 0 (K), либо 0 (1). В первом случае $\ddot{\theta}$ тоже должно иметь значение 0 (K), таким образом, для малых t

$$\ddot{\theta}=K(\dot{\theta}-\omega)+0(1)$$

что дает

$$\theta=\omega+Ae^{-Kt}+0(t)$$

Из условия $\dot{\theta}=\omega$ при $t=0$ следует, что $A=0$, тогда $\ddot{\theta}=0$ вместо $\ddot{\theta}=0(K)$. Таким образом, первое предположение несправедливо. Отсюда следует, что $\dot{\theta}-\omega=0(K^{-1})$ при малых t , что имеет реальный физический смысл, поскольку в предельном случае при $K \rightarrow \infty$ (т. е. бесконечная вязкость) частицы будут связаны с окружающим газом и $u_{\text{отн}}=0$. Записывая $\dot{\theta}=\omega(1-S)$ в уравнении (VI.26, а), где $S < 0(K^{-1})$ сравнивается с K , получаем

$$\ddot{R}+K\dot{R}-\omega^2R=0(K^{-1}) \quad (\text{VI.28})$$

Тогда основное приближение для $R(t)$ следует записать в виде

$$R=Ae^{-\lambda_1 t}+Be^{\lambda_2 t} \quad (\text{VI.29})$$

с максимальной ошибкой $0(K^{-1})$ при малых значениях t . Здесь λ_1 и λ_2 являются корнями квадратного уравнения $\lambda^2+K\lambda-\omega^2$, а A и B — константы. Последнее уравнение имеет решение:

$$\lambda=-1/2K[1 \pm (1-4\omega^2/K^2)^{1/2}]$$

Поскольку ω/K мало, можно уточнить

$$\lambda_1=\omega^2/K-\omega^4/K^3+0(K^{-5})$$

$$\lambda_2=-K-\omega^2/K+0(K^{-3})$$

Используя первоначальные условия (VI.27), можно найти

$$R=R_1\{e^{\omega^2 t/K}+(\omega^2/K^2)e^{-Kt}\}+0(K^{-1}) \quad (\text{VI.30a})$$

или более точно, обозначая ω/K через ε

$$R=R_1\{(1-\varepsilon^2)e^{K(\varepsilon^2-\varepsilon^4)t}+\varepsilon^2e^{-K(1+\varepsilon^2)t}\}+0(K^{-3}) \quad (\text{VI.30б})$$

Следует учитывать, что оценочное значение $0(K^{-1})$ для ошибки в последнем уравнении относится к решению уравнения (VI.28) в тех случаях, когда его правая часть равна нулю.

Уравнения (VI.30, а) и (VI.30, б) показывают, что существуют две различные шкалы времени, связанные с движением пыли. Вначале наблюдается период, когда устанавливается относительная скорость, отличающаяся от нуля, т. е. $|\lambda_2|t=0(1)$, что соответствует пограничному слою на входе в циклон. Когда $t=0(1)$, члены $e^{\lambda_2 t}$, относящиеся к пограничному слою, исчезают, и начинают доминировать члены $e^{\lambda_1 t}$, которые и определяют дрейф частиц к стенкам. Из уравнения (VI.30, а) видно, что не существует такого t , при котором $R < 0$. Ценность уравнения (VI.30, б) зависит от реального порядка модуля члена $\omega^2(2S-S^2)$, отброшенного в уравнении (VI.28). Выраженное через S , уравнение (VI.26, б) запишется в виде

$$S+S\left(K+\frac{2\dot{R}}{R}\right)=\frac{2\dot{R}}{R} \quad (\text{VI.31})$$

Из уравнений (VI.30) видно, что $\dot{R}/R=0$ для малых t , поэтому для пограничного слоя S не более, чем $0(\varepsilon^2)=0(K^{-2})$ по сравнению с K .

Первоначальной целью расчета является определение времени t , в течение которого частица пройдет расстояние от радиуса R_1 до R_2 или дойдет до $R=1$ для данных значений R_1/R_2 и функции вязкости K . Однако уравнения (VI.26, а и б) не дают удовлетворительного решения с помощью стандартных алгоритмов из-за присутствия пограничного слоя вблизи $Z=0$. Так, если время задается по шкале пограничного слоя, то можно рассчитать ход частицы

внутри слоя, но ошибки округления при прямом решении для $t=0(1)$ по сравнению с K приведут к возникновению ложных искусственных слоев при каждом шаге, это вызовет искажение численных решений уравнений и появление численных неустойчивостей. Уравнения (VI.26, а и б) и (VI.27) представляют собой задачу сингулярного возмущения [885], которая может быть решена методом последовательных асимптотических разложений. Здесь будут найдены два решения, соответствующие условиям $t=0(K^{-1})$ и $t=0(K/\omega^2)$, которые будут называться соответственно внешнее и внутреннее разложение. Предполагают, что значение $R=1$ будет достигнуто только при внешнем разложении для того ряда значений K , которые представляют интерес при расчете циклона.

Внутреннее разложение. Для того, чтобы рассчитать траекторию начального движения частиц, принимается сопоставимое время, т. е.

$$T = K(1 + \varepsilon^2 - \varepsilon^4)$$

Полностью это должно быть $T = |\lambda_2|t$, но членами, расположенными за $0(\varepsilon^4)$, пренебрегают. Вводя это определение и записывая как и ранее $\theta = \omega(1-S)$, можно показать, что уравнения (VI.26, а и б) переходят в следующие

$$(1 + 2\varepsilon^2 - \varepsilon^4)R'' + (1 + \varepsilon^2 - \varepsilon^4)R' - \varepsilon^2 R(1-S)^2 = 0 \quad (\text{VI.32})$$

$$(1 + \varepsilon^2 - \varepsilon^4)\{RS' - 2R'(1-S)\} + SR = 0 \quad (\text{VI.33})$$

где первое уравнение дифференцировано по T , причем пределами являются

$$R = R_1/R = a \quad R' = S = 0 \quad \text{при } T = 0 \quad (\text{VI.34})$$

Из (VI.30, а) видно, что R , R' и R'' не превышают $0(1)$, и из уравнения (VI.31) следует, что S и S'' равны $0(\varepsilon^2)$. Отсюда внутреннее разложение принимает вид

$$R = a(R_0 + \varepsilon^2 R_1 + \varepsilon^4 R_2 + \dots) \quad (\text{VI.35a})$$

$$S = (\varepsilon^2 S_1 + \varepsilon^4 S_2 + \dots) \quad (\text{VI.35b})$$

причем R_i и S_i зависят только от T .

Далее, из граничных условий (VI.34) следует, что

$$R_0 = 1, \quad R'_0 = R'_1 = R'_2 = \dots = S_1 = S_2 = \dots = 0 \quad \text{при } T = 0 \quad (\text{VI.36})$$

Вводя значения из уравнений (VI.35, а и б) в уравнения (VI.32) и (VI.33) и приравнивая коэффициенты каждой степени в ε^2 к нулю, можно найти:

$$R''_0 + R' = 0; \quad R'_1 + R'_1 + 2R'_0 - R'_0 - R_0 = 0; \quad (\text{VI.32}^*)$$

$$R''_2 + R'_2 + 2R'_1 + R'_1 - R_1 - R'_0 - R'_0 + 2R_0 S_1 = 0$$

$$-2R'_0 = 0; \quad R_0(S'_1 + S_1) - 2R'_0(1 - S_1) - 2R'_1 = 0 \quad (\text{VI.33}^*)$$

$$2R'_0 S_2 + R_0(S'_2 + S_2) + S'_1(R_0 + R_1) + S_1(2R'_0 + 2R'_1 + S'_1) - 2R'_2 - 2R_1 + 2R'_0 = 0$$

Решение этих уравнений с учетом (VI.36) тривиально и приводит к уравнениям

$$R = a\{1 + \varepsilon^2(T - 1 - e^{-T}) + \varepsilon^4[(1/2 T^2 - 7T + 15 - 2T^2 + 8T + 15)e^{-T}]\} \quad (\text{VI.37a})$$

$$S = 2\varepsilon^2(1 - e^{-T} - Te^{-T}) + \varepsilon^4[(-14 + 4/3 T^3 + 6T^2 + 16T + 8)e^{-T} + (44 + 6)e^{-T}] + \dots \quad (\text{VI.37b})$$

Первые два члена во внутреннем разложении для R те же, что и выражения, полученные непосредственно из уравнения (VI.30, б) путем замены $T = Kt(1 + \varepsilon^2 + \varepsilon^4)$ и разложения медленно изменяющейся экспоненты на степенные ряды по T и ε^2 . Из уравнений (VI.37, а и б) видно также, что частицы покидают пограничный слой с примерно постоянной угловой скоростью $\omega(1 - 2\omega^2/K^2)$ и радиальной скоростью ω^2/K .

Внешнее разложение. Если $T = Kt$ становится сравнимым с $\varepsilon^2 = \omega^2/K^2$, ряд внутреннего разложения больше не сходится. Одновременно с этим становятся значительными те элементы решения, которые соответствуют членами $e^{K(\varepsilon^2 - \varepsilon^4)}$ в уравнении (VI.30, б), они больше не представляются степенными рядами T . Для исследования непрерывности решения в этот период времени принимают второе соответствующее время

$$\tau = K(\varepsilon^2 - \varepsilon^4)t = (\omega/K^2 - \omega^4/K^3)t$$

Как и раньше, $\theta = \omega(1-S)$ подставляют в уравнения (VI.26, а и б) и получают следующие выражения

$$\varepsilon^2(1 - 2\varepsilon^2)R'' + (1 - \varepsilon^2)R' - R(1-S)^2 = 0 \quad (\text{VI.38a})$$

$$\varepsilon^2(1 - \varepsilon^2)[S'R - 2R'(1-S)] + RS = 0 \quad (\text{VI.39a})$$

Теперь первое уравнение обозначает дифференцирование по τ . Внешнее разложение тогда записывается в виде

$$R = a(\rho_0 + \varepsilon^2 \rho_1 + \varepsilon^4 \rho_2 + \dots) \quad (\text{VI.40a})$$

$$S = \varepsilon^2 \sigma_1 + \varepsilon^4 \sigma_2 + \dots \quad (\text{VI.40b})$$

где ρ_i и σ_i зависят только от τ .

В соответствии с принципом параллельных асимптотических разложений произвольные константы, появляющиеся в уравнениях (VI.40, а и б), можно оценить исходя из предположения о равенстве разложений при предельных значениях $K \rightarrow \infty$, что приводит к двойственному пределу $T \rightarrow \infty$ и $\tau = 0$. Подставив уравнения (VI.40, а и б) в уравнения (VI.38, а и б) и приравняв показатели степеней при ε^2 , получают следующий ряд дифференциальных уравнений:

$$\rho'_0 - \rho_0 = 0; \quad \rho'_1 - \rho_1 + \rho''_0 - \rho'_0 + 2\rho_0 \sigma_1 = 0;$$

$$\rho'_2 - \rho_2 - 2\rho'_0 + \rho'_1 - \rho_2 + 2\rho_2 \sigma_1 - \rho_0(\sigma^2 - 2\sigma_2) = 0 \quad (\text{VI.38b})$$

$$\rho_0 \sigma' - 2\rho_0 = 0; \quad \rho_0 \sigma_2 + \rho_0 \sigma'_1 + \sigma_1(\rho_1 + 2\rho_0) - 2\rho'_1 + 2\rho'_0 = 0 \quad (\text{VI.39b})$$

Решением первого равенства в уравнении (VI.38, б) является $\rho_0 = A_0 e^{\tau}$ (где A_0 — постоянная), поскольку $\tau = \varepsilon^2 (1 - 2\varepsilon^2) T$; $\rho_0 = A_0 + 0(\varepsilon^2)$, когда T велико и τ мало. Для обеспечения соответствия при $0(1)$ между (VI.37, а) и (VI.40, а) необходимо, чтобы $A = 1$, и таким образом $\rho_0 = e^{\tau}$, что точно соответствует первому члену уравнения (VI.30).

Подобным образом из первого равенства в (VI.39, б) следует, что $\sigma_1 = 2$, что соответствует предельному значению $T \rightarrow \infty$ в уравнении (VI.37) и $0(\varepsilon^2)$.

Решением второго равенства из (VI.38, б) является выражение $\rho_1 = -(4\tau + A_1) e^{\tau}$ (где A_1 — постоянная). Подставляя $\tau = \varepsilon^2 (1 - 2\varepsilon^2) T$ в (VI.40, а) получим

$$R = a \{ e^{\tau} - \varepsilon^2 (A_1 + 4\tau) e^{\tau} + 0(\varepsilon^4) \} = a \{ 1 + \varepsilon^2 (T - A_1) + 0(\varepsilon^4) \}$$

при представлении e^{τ} в виде ряда $1 + \varepsilon^2 T + 0(\varepsilon^4)$. Тогда соответствие с уравнением (VI.37, а) расширяется до $0(\varepsilon^2)$, если $A = 1$, поэтому $\rho_1 = -(4\tau + 1) e^{\tau}$. Это дает значение $\sigma_2 = -14$, что опять совпадает с пределом $T \rightarrow \infty$ в (VI.37, б) до $0(\varepsilon^2)$. Наконец, решением последнего равенства в (VI.38, б) является $\rho_2 = (4\tau^2 + 46\tau + A_2) e^{\tau}$ (где A_2 — постоянная). Подставляя $\tau = \varepsilon^2 (1 - 2\varepsilon^2) T$ в уравнения (VI.40, а), получаем

$$R = a e^{\tau} \{ 1 - \varepsilon^2 (4\tau + 1) + \varepsilon^4 (4\tau^2 + 42\tau + A_2) + \dots \} = a \{ 1 + \varepsilon^2 (T - 1) + \varepsilon^4 (1/2 T^2 - 7T + A_2) + \dots \}$$

Сравнивая полученное решение с уравнением (VI.37, а), находим $A_2 = 15$. Отсюда окончательным решением для R во внешней области является выражение

$$R = a e^{\tau} \{ 1 - \varepsilon^2 (4\tau + 1) + \varepsilon^4 (4\tau + 42\tau + 15) + 0(\varepsilon^6) \} \quad (\text{VI.40})$$

где $\varepsilon = \omega/K$ и $\tau = \varepsilon^2 K (1 - \varepsilon^2) t$.

Время удаления частицы. Временем удаления τ_e для любой частицы является значение τ из уравнения (VI.40), при котором $R = 1$ (для $a = R_1/R_2$). Это дает

$$1/a \cdot e^{-\tau} = 1 - \varepsilon^2 (4\tau + 1) + \varepsilon^4 (4\tau^2 + 24\tau + 15) \quad (\text{VI.41})$$

Если ε мало, то $\tau_e = \tau_0 = \ln R_2/R_1$. С той же степенью точности строгое решение может быть записано в виде

$$\tau_e = \tau_0 + \varepsilon^2 \tau_1 + \varepsilon^4 \tau_2$$

где τ_1 и τ_2 являются $0(1)$, сравнимым с ε .

Подстановка дает следующее выражение

$$1 - \varepsilon^2 \tau_1 + \varepsilon^4 (1/2 \tau_1^2 - T) + \dots = 1 - \varepsilon^2 (4\tau_0 + 1) + \varepsilon^4 (4\tau_0^2 + 38\tau_0 + 15)$$

откуда $\tau_1 = 4\tau_0 + 1$ и $\tau_2 = 4\tau_0^2 - 34\tau_0 - \frac{29}{2}$. Тогда время удаления от $R = a = R_1/R_2$ равно

$$\tau_e = \tau_0 + \varepsilon^2 (4\tau_0 + 1) + \varepsilon^4 \left(4\tau_0^2 - 34\tau_0 - \frac{29}{2} \right) + 0(\varepsilon^6) \quad (\text{VI.42})$$

где $\tau_0 = \ln R_2/R_1$. В терминах реального («внемасштабного») времени $\tau_e = K(\varepsilon^2 - \varepsilon^4) t_e$, где t_e — реальное время удаления. Таким образом, время удаления t_e дается выражением

$$t_e = \frac{K}{\omega^2} \left\{ \tau_0 + \varepsilon^2 (5\tau_0 + 1) + \varepsilon^4 \left(4\tau_0^2 - 29\tau_0 - \frac{27}{2} \right) \right\} \quad (\text{VI.43})$$

Это уравнение может быть легко решено, если вместо K , ω , τ_0 и ε подставить их значения

$$K = 18\mu/(\rho_v - \rho) d^2 \quad \omega = u_r/R_1$$

$$\tau_0 = \ln R_2/R_1 = 2,303 \lg R_2/R_1$$

$$\varepsilon = \omega/K = u_r (\rho_v - \rho) d^2 / (18R\mu)$$

Используя данные, приведенные выше, получим следующие расстояния распределения (l_p):

d_r , мкм	.	.	.	.	.	3	5	10
l_p , мм	.	.	.	.	.	202	82	2,5

Из этого уравнения можно найти также время удаления частиц, которое равно 0,2 с для частиц диаметром 5 мкм и 0,054 с для частиц диаметром 10 мкм в случае применения циклона диаметром 0,5 м и длиной 2,5 м при скорости газового потока на входе 15 м/с и пропускной способности 6 м/с (см. рис. VI.16, а).

2. ПРЯМОТОЧНЫЕ ЦИКЛОНЫ С НЕПОДВИЖНЫМ ИМПЕЛЛЕРОМ

Прямоточные циклоны, или вихревые газоочистители несмотря на небольшие размеры позволяют обрабатывать очень большие объемы газов. Однако вследствие высоких скоростей газового потока в них отмечается большое количество увлеченных частиц: захватывания, образующиеся у стенки, способствуют «отскоку» частиц обратно в основной газовый поток. На практике этот эффект уменьшают путем разбрызгивания воды на входе запыленного газа в установку.

В прямоточном циклоне с неподвижным импеллером (рис. VI-2) вытяжной вентилятор обычно устанавливают на выходе очищенного воздуха; это делается для уменьшения эрозии лопастей вентилятора. Поэтому в пылеотделительной камере, расположенной за неподвижными лопастями, где в основном и отмечается перепад давления, создается пониженное давление по сравнению с газом, подходящим к импеллеру. Следовательно, необходимо предусмотреть

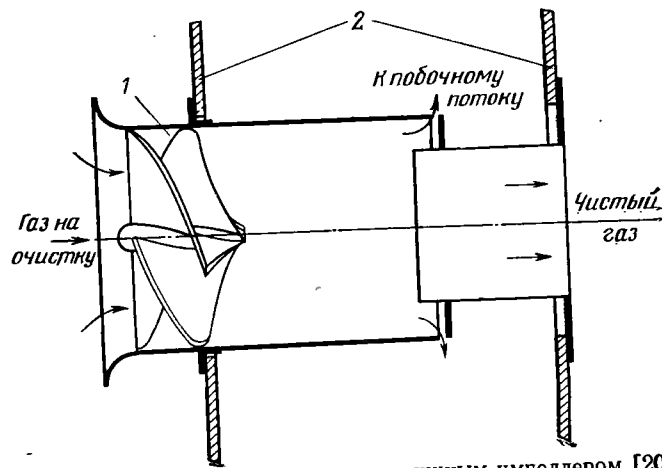


Рис. VI-2. Прямоточный циклон с неподвижным импеллером [201]:
1 — неподвижные лопасти; 2 — пылесборник.

реть дополнительный отсос в линии загрязненного газа (концентрированной пыли) для предотвращения обратного подсоса удаляемых частиц.

Схема действия прямоточных циклонов очень проста, поэтому теоретически можно рассчитать [822] минимальный размер частиц, которые будут полностью удалены из газового потока. Прежде чем приступить к расчету, необходимо сделать следующие допущения:

- отсутствие теплопередачи от окружающей среды к циклону, обусловленной охлаждением газа во время его адиабатического расширения в импеллере;
- перепад давления происходит только в области лопастей;
- уравнение свободного вихревого потока справедливо для движения частицы в пылеотделительной камере;
- частицы покидают лопасти импеллера под углом, соответствующим углу наклона лопастей.

Если предположить наличие адиабатического расширения газа при его проходе по лопастям импеллера, давление p , температура T и объем газа Q в пылесадительной камере (обозначаемые индексом c) могут быть найдены из начальных условий (обозначенных индексом i) перед импеллером

$$Q_c = Q_i (p_i/p_c)^{1/\gamma} \quad (VI.44)$$

$$T_c = T_i (p_i/p_c)^{\gamma-1} \quad (VI.45)$$

где γ — отношение удельных теплоемкостей C_p/C_v , равное

1,67	для одноатомных газов;
1,40	для двухатомных газов (включая воздух);
1,30	для трехатомных газов (включая перегретый пар);
1,135	для мягкого пара.

Перепад давления в прямоточном циклоне происходит в основном в зоне импеллера и может быть рассчитан, зная площадь поверхности импеллера и стенок, соприкасающихся с газом [854]. Экспериментально найдено, что перепад составляет около 1,25 кПа, и это значение может быть принято в качестве приближенного для зоны импеллера.

Пусть диаметр циклона D и диаметр сердечника D_c , тогда средняя скорость газов, стекающих с искривленных лопастей импеллера u_c , выражается через начальную скорость u_i в виде следующих уравнений:

$$u_c = u_i \left(\frac{D^2}{D^2 - D_c^2} \right) \cdot \frac{Q_c}{Q_i} \quad (VI.46)$$

$$= u_i \left(\frac{D^2}{D^2 - D_c^2} \right) \cdot \left(\frac{p_i}{p_c} \right)^{1/\gamma} \quad (VI.47)$$

Скорость u_c может быть разложена на три составляющих; тангенциальную, осевую и радиальную (рис. VI-3). Если угол, под которым газы покидают лопасти импеллера, такой же, что и угол наклона лопасти α , и центральный сердечник простирается в пылеуловительную камеру, то средняя тангенциальная скорость u_{ct} равна

$$u_{ct} = u_c \cos \alpha = u_i \left(\frac{D^2}{D^2 - D_c^2} \right) \left(\frac{p_i}{p_c} \right)^{1/\gamma} \cos \alpha \quad (VI.48a)$$

тогда как средняя скорость в осевом направлении u_{ca} равна

$$u_{ca} = u_c \sin \alpha = u_i \left(\frac{D^2}{D^2 - D_c^2} \right) \left(\frac{p_i}{p_c} \right)^{1/\gamma} \sin \alpha \quad (VI.48b)$$

Время пребывания в пылеотделительной камере теперь может быть найдено из длины камеры L и осевой скорости

$$t = \frac{L}{u_{ca}} = \frac{L}{u_i \sin \alpha} \left\{ 1 - \left(\frac{D}{D_c} \right)^2 \right\} \left(\frac{p_c}{p_i} \right)^{1/\gamma} \quad (VI.49)$$

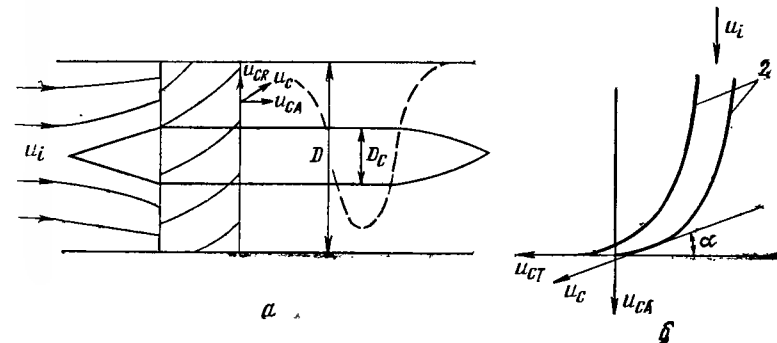


Рис. VI-3. Разложение скорости движения частицы и ее траектория на выходе импеллера прямооточного циклона:
а — траектория движения частицы; б — разложение скорости; 1 — искривленные лопасти импеллера; 2 — лопасти неподвижного импеллера; α — угол лопастей.

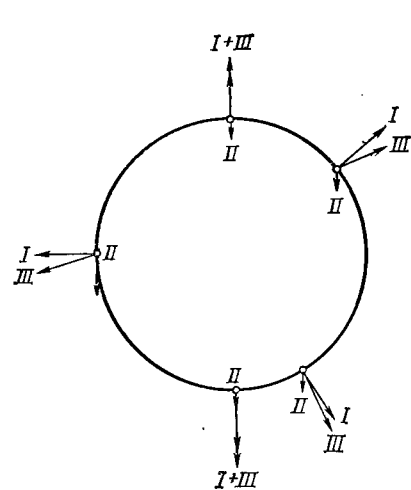


Рис. VI-4. Силы, действующие на частицу при вращательном движении в вертикальной плоскости (изображенные параллелограммы сил основаны на движении частиц с тангенциальной скоростью 0,6 м/с и радиусом движения 0,3 м):

I — центробежная сила; II — сила тяжести; III — результирующая сила.

Из общей теории циклонов (стр. 241 сл.) было найдено выражение [уравнение (VI.22)] для времени, необходимого частице диаметром d для дрейфа от внутреннего до внешнего радиуса. Тогда для данных размеров камеры становится возможным рассчитать минимальный диаметр

частицы $d_{\min}$, которая теоретически может быть уловлена в прямомочном циклоне

$$d_{\min} = \frac{3}{4} \cdot \frac{D}{\cos \alpha} \left\{ 1 - \left(\frac{D}{D_c} \right)^2 \right\} \sqrt{\frac{\mu \sin \alpha}{(\rho_a - \rho) u_i} \left(\frac{p_c}{p_i} \right)^{1/\gamma}} \quad (\text{VI.50})$$

Если предположить, что частицы в газовом потоке, покидающем импеллер, распределены равномерно, то можно также рассчитать долю частиц, диаметр которых меньше $d_{\min}$. Такой расчет является несколько осторожным, поскольку распределение начинается уже на лопастях импеллера.

Если тангенциальная скорость газа в горизонтальном прямомочном циклоне невелика (менее 15 м/с для циклона диаметром 0,6 м), то сила, действующая на частицу, значительно изменяется в зависимости от положения частицы. Так, если частица находится в нижней части циклона (рис. VI-4), то к центробежному ускорению следует прибавить ускорение свободного падения

$$u_{CT}^2 \left| \sqrt{\frac{D_c^2 + D}{8}} + g \right| \quad (\text{VI.51})$$

Если в верхней точке, то из центробежного ускорения необходимо вычесть ускорение свободного падения

$$u_{CT}^2 \left| \sqrt{\frac{D_c^2 + D}{8}} - g \right| \quad (\text{VI.52})$$

В общем случае, в промежуточных положениях результирующая сила может быть найдена прибавлением к центробежному ускорению члена $g \cos \theta$

$$u_{CT}^2 \left| \sqrt{\frac{D_c^2 + D}{8}} + g \cos \theta \right| \quad (\text{VI.53})$$

где θ — угол между радиусом и вертикальной осью.

Для тангенциальных скоростей больших, чем 15 м/с, и при не слишком больших диаметрах ($D < 0,6$ м) максимальная поправка становится меньше 0,1% и ею можно пренебречь.

Прямомочные циклоны с обратным потоком

Важной модификацией прямомочного циклона с неподвижным импеллером является циклон, в котором используется принцип *обратного потока* (рис. VI-5). Он был запатентован Зеннеком и Шауфером в 1953 г; эффективность циклона была значительно улучшена благодаря уменьшению увлечения маленьких частиц за счет их отскока от стенок циклона.

Запыленный газ поступает в основной циклон через тщательно рассчитанное спиральное отверстие, подобное показанному на рис. VI-3, и выходит из циклона через его дальний конец, причем частицы пыли удаляются из газа, движущегося по спирали. Противоточный газовый поток подается через тангенциальные сопла, размещенные в боковых стенках циклона; он вращается в том же тангенциальном направлении, что и запыленный газ, но в противоположном осевом направлении. При этом частицы пыли захватываются из центральной спирали. Внешняя газовая спираль движется к бункеру, расположенному за входом запыленного газа, изменяет свое направление, и частицы оседают в бункере. Затем этот поток со-

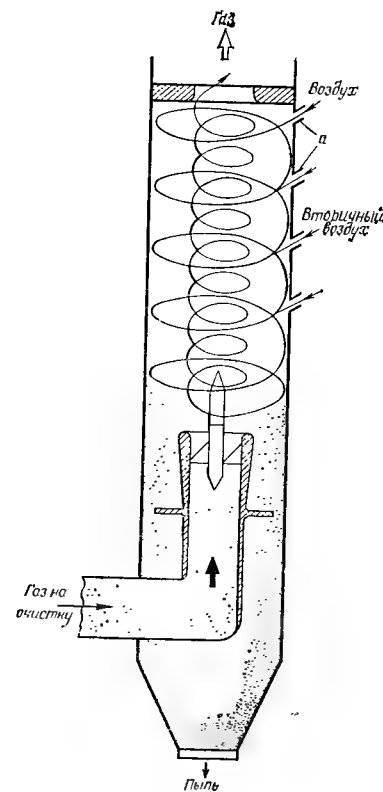


Рис. VI-5. Прямомочный циклон с обратным потоком воздуха, поступающим через тангенциальные сопла (а).

единяется с основным газовым потоком. Действие такой двойной спирали подобно действию окружающей вихревой области смерча (торнадо); поэтому в некоторых странах такие циклоны известны под торговой маркой «Торнадо».

Теория такой двухспиральной системы была детально рассмотрена Шмидтом [731], который определил потенциальный поток обтекания $u_t = \xi/R$ для внешней спирали, ротационный поток $u_t = \xi R$ для внутренней спирали и учел зону смешанного потока, разделяющую эти области. В зоне смешанного потока, где потенциальный поток переходит в ротационный, происходит изменение направления движения вторичного (осевого) потока. Шмидт предложил уравнение движения частицы, выведенное так же, как и ранее, но со сложным спектром взаимодействия, и эти уравнения невозможно решить в случае циклонов такого типа.

Первоначальная конструкция входного отверстия в циклон представляла собой сложную, тщательно рассчитанную с точки зрения аэродинамики кольцевую секцию с центральным сердечником, но для промышленных установок было найдено адекватное устройство, гораздо более простое по конструкции и дешевое [446]. Другое усовершенствование, нашедшее применение в таких установках, состояло в том, что сопла для подачи обратного потока газа были наклонены под углом 30° к горизонтали и размещены через 180° по периферии цилиндра. Кроме того, увеличение числа сопел уменьшило перепад давления. Разработка оптимальных размеров и других конструктивных параметров была осуществлена Клейном [445].

3. ПРЯМОТОЧНЫЕ ЦИКЛОНЫ С ПОДВИЖНЫМ ИМПЕЛЛЕРОМ

Вращательное движение газового потока может быть достигнуто не только путем его всасывания через неподвижную крыльчатку. Альтернативное решение было найдено при применении специального турбокомпрессора (рис. VI-6) [947]. Для придания газовому потоку большой тангенциальной скорости при очень малом увеличении давления было предложено весьма сложное устройство.

Два зазора, оставленные между внешним корпусом центрифуги и неподвижным входным 1 и выходным газоходами 9, позволяют осуществлять свободное вращение центрифуги и удаление жидкой пленки.

Входной и выходной газоходы соединены внешним кожухом 13, который служит для герметизации центрифуги и позволяет осуществлять очистку газов при давлении выше или ниже атмосферного. Для этой цели предусмотрены два небольших отверстия 14 и 15. Входной газоход 1 присоединен к колену для удобства монтажа электромотора, вращающего центрифугу. Электроэнергия передается через вал, проходящий через обтекатель 10 и лежащий на двух комплектах самоустанавливающихся шарикоподшипников 12. Для

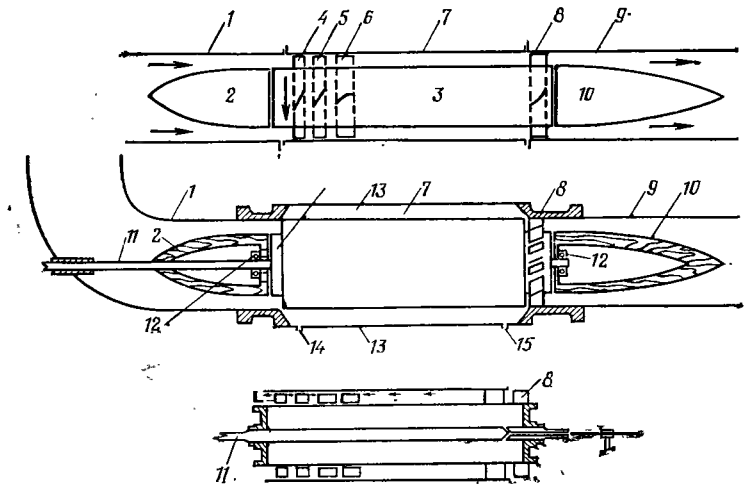


Рис. VI-6. Турбокомпрессорный пылеуловитель:

1 — неподвижный цилиндрический входной газоход; 2 — аэродинамический обтекатель; 3 — вращающийся цилиндрический внутренний корпус центрифуги; 4—6 — лопатки турбокомпрессора; 7 — вращающийся внешний корпус; 8 — лопатки реактивной турбины; 9 — цилиндрический выходной газоход; 10 — аэродинамический выходной обтекатель; 11 — вал; 12 — шарикоподшипники; 13 — внешний кожух; 14, 15 — отверстия.

лучшей герметизации мотор может быть смонтирован в одном из обтекателей.

Средняя скорость газов u_c (и, в первом приближении, частиц пыли) может быть вычислена из уравнения

$$u_c = N\pi \left(\frac{D + D_c}{2} \right) e$$

где N — число оборотов турбины в единицу времени; e — эффективность турбины (обычно около 85%).

Зная среднюю скорость турбины и угол наклона каждой лопатки, можно вычислить тангенциальную и осевую скорости. Затем для определения фракционной эффективности каждого ряда лопаток турбины можно использовать метод, подобный тому, который применялся для установки с неподвижной крыльчаткой. Были использованы три пары наборов лопаток турбины, причем углы наклона лопаток составляли 75° и 60° для первой пары, 63° и 38° для второй и 43° и $8,5^\circ$ для третьей (конечной) пары. Частота вращения ротора составляла 83,3 об/с, диаметр камеры был равен 150 мм, диаметр внутренней втулки 100 мм; при этом тангенциальная скорость была равна 33 м/с, а радиальная — 9 м/с. Подробный теоретический анализ установок такого типа крайне сложен и не будет приводиться в настоящей книге.

4. ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ЦИКЛОННЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ (РОТОРНЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ)

Циклонные пылеуловители, принцип действия которых основан на использовании обычного вентилятора, напоминают турбокомпрессорные пылеуловители с осевым потоком (раздел 3, стр. 256 сл.). Кроме того, что они действуют как пылеочистные установки, а также служат одновременно и вытяжными вентиляторами. Их аэродинамическая характеристика такова же, что и центробежного вентилятора с загнутыми вперед лопатками, для которого соотношения между расходом газа, перепадом давления и потребляемой мощностью хорошо известны.

Запыленный газ, поступающий в роторный пылеуловитель, закручивается на 180° в спиральной камере, тогда как частицы пыли ускоряются лопатками центробежного вентилятора и движутся под углом 90° . Максимальная скорость, приобретаемая частицами, может быть рассчитана на основе скорости ротора вентилятора (число оборотов в единицу времени N при диаметре D) и угла наклона лопаток α :

$$u_c = N\pi D \cos \alpha \quad (\text{VI.55})$$

Схема обтекания газового потока и траектория частиц в таких установках очень сложны и до настоящего времени эта проблема детально не изучалась. Поэтому рассчитать размеры частиц, которые могли бы полностью удалиться из газового потока не представляется возможным. В общем случае, однако, можно констатировать, что центробежные силы, развиваемые в этих установках, очень велики, тогда как время пребывания газового потока в них относительно мало.

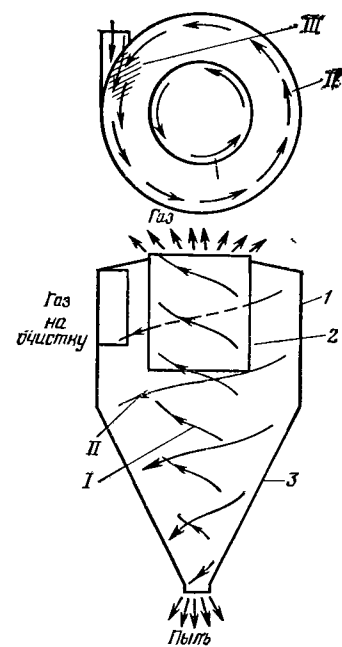
5. ОБЫЧНЫЕ (ПРОТИВОТОЧНЫЕ) ЦИКЛОНЫ

Диаграмма обтекания газового потока в обычном циклоне (рис. VI-7) намного сложнее, чем в прямоточном циклоне с неподвижным импеллером. В общих чертах поток представляет собой двойную спираль, причем поток во внешней спирали движется вниз по направлению к бункеру, а во внутренней — по восходящей к выводной трубе. На этот поток накладывается вторичный газовый поток от внешней спирали к внутренней. Такая модель движения была подробно изучена различными исследователями [258, 431, 515, 587, 765, 803] и недавно была объектом обширного обзора [391].

Используемые методы исследования включали многочисленные измерения с помощью трубки Пито (использовали шаровую трубку Пито [585]), визуальные методы [765] — обнаружение дыма в газовом потоке в циклоне, с помощью красителей [113, 803] и порошкообразного алюминия в сочетании с современной оптической техникой в мокрых циклонах [431].

Рис. VI-7. Спектр потока в обычном противоточном циклоне [7]:

I — внутренние вихри; II — внешние вихри; III — зона взаимодействия на входе; 1 — корпус; 2 — внутренний цилиндр (трубчатый кожух); 3 — конус.



Наиболее тщательные измерения в газовых циклонах были проведены Тер-Линденом в Дельфте [515]. Для этой цели использовали циклон нормальных размеров со спиральным входом. Диаграммы Тер-Линдена, на которых представлены тангенциальные, осевые и радиальные скорости, а также общее и статическое давление, приведены на рис. VI-8. Подобные диаграммы, но для меньшего интервала значений, были получены Келсалом [431] для гидравлического циклона (рис. VI-9).

Из приведенных данных можно увидеть, что около стенок существует зона, где газы движутся по нисходящей спирали с увеличивающейся тангенциальной скоростью, тогда как ближе к центру газы движутся к выходу с тангенциальной скоростью, большей чем на той же высоте около стенки. Тангенциальные скорости достигают максимума в круге, диаметр которой составляет от $1/2$ до $2/3$ диаметра выходного отверстия. Внутри круга существует центральный «стержень», где тангенциальные скорости уменьшаются, а аксиальная скорость стремится к максимуму.

Радиальная скорость, которая намного ниже тангенциальной скорости, остается практически постоянной по всем поперечным сечениям циклона. Положительное значение означает дрейф по направлению к оси. Исключение составляет лишь область центрального «стержня», где дрейф направлен наружу. Около стержневого кольца радиальная скорость стремится к нулю. Это является одним из экспериментальных подтверждений теоретического предположения, принятого при расчетах циклонов.

Из диаграммы давлений на различном расстоянии от стенок видно, что давление вблизи стенок имеет положительное значение, не очень сильно отличающееся от давления на входе в циклон. В области центрального «стержня» существует зона отрицательных давлений, простирающаяся вплоть до пылесборника. Любой подсос воздуха в пылесборник ведет к возникновению восходящего потока вдоль циклона к выхлопной трубе, при этом происходит срыв и унос осажденной пыли. В том случае, когда происходит отсос из пылесборника, увеличивается эффективность циклона [230].

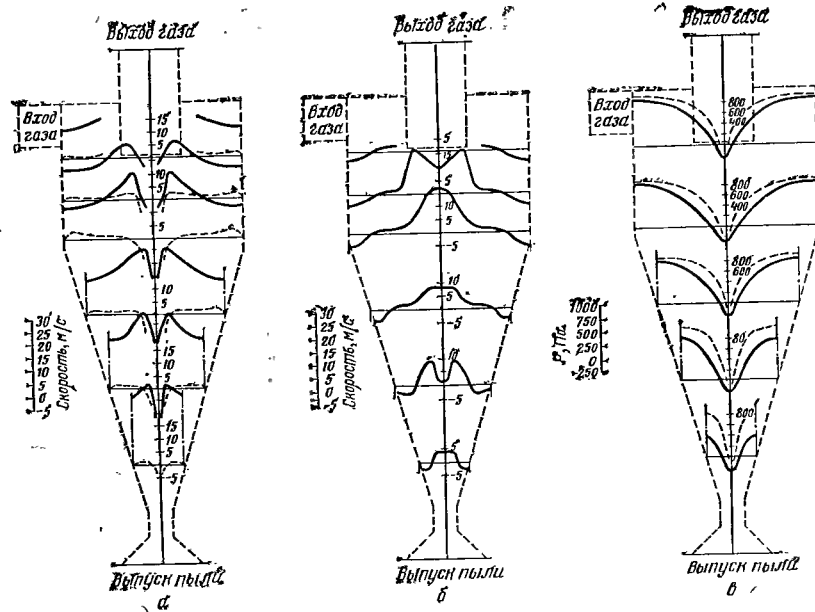


Рис. VI-8. Изменение тангенциальной, радиальной и вертикальной компонент скорости в газовом циклоне [515]:

а — тангенциальная скорость; б — вертикальная скорость; в — общее и статическое давления; статическое давление на входе газа 900 Па, скорость 10,7 м/с; на выходе газа: 0 Па, 6,36 м/с; на выходе пыли: 300 Па.

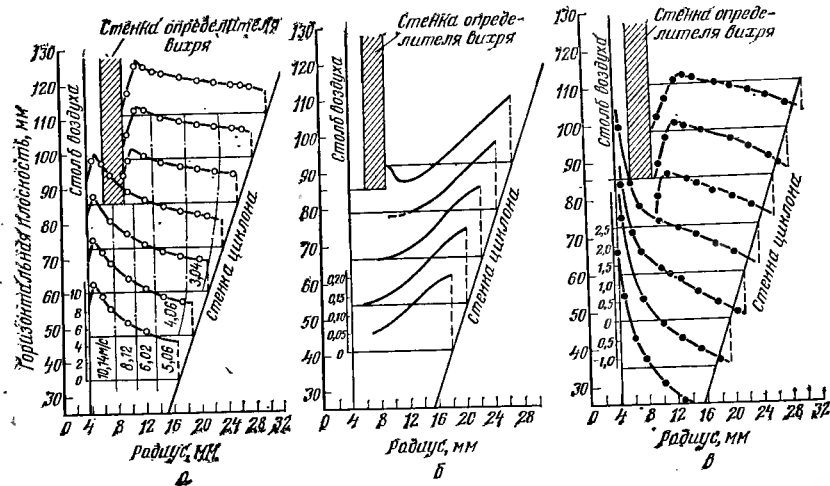


Рис. VI-9. Изменение тангенциальной, радиальной и вертикальной компонент скорости в циклонном скруббере [431]:

а — тангенциальные скорости; б — радиальные скорости; в — вертикальные скорости.

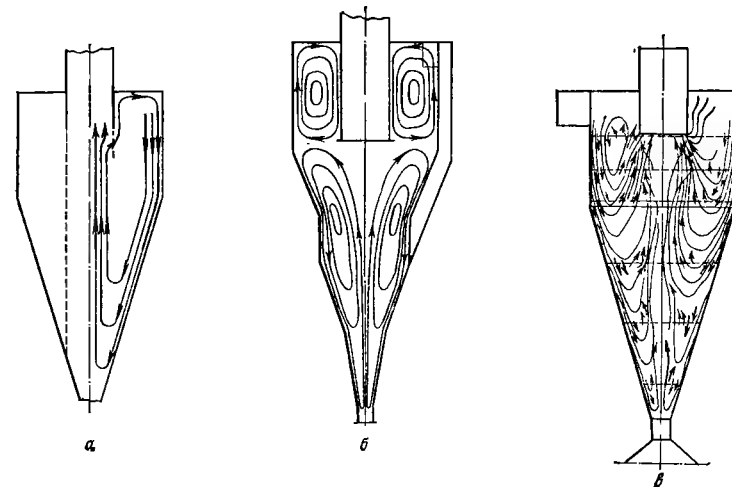


Рис. VI-10. Спектры вторичного потока в циклонах:

а — одиночный вихрь [266]; б — двойной вихрь [915]; в — промежуточный спектр [516].

Существуют различные мнения о том, состоит ли спектр вторичного потока, образованный осевой и тангенциальной компонентами скорости, из одного вихря по всей длине циклона (рис. VI-10, а) или из двойного вихря (рис. VI-10, б), один из которых находится в верхней части над выпускной трубой, а другой — в конической части. Концентрация пыли в верхней части циклона, а также значительное улучшение эффективности циклона при удалении пыли по специальным каналам (циклоны типа Ван-Тонгерена или Амбуко) свидетельствуют по-видимому в пользу двойного вихря. Этот же факт был установлен некоторыми исследованиями, проведенными на гидравлических циклонах с красящим маркером [264]. Вероятно, реальный спектр вторичного потока представляет собой среднее между этими двумя схемами, как было графически показано Тер-Линденом [516] (рис. VI-10, в).

Изменение тангенциальной скорости с радиусом, выходящим за пределы центральной зоны обычного газового циклона, подчиняется уравнению вихря (VI.3), причем показатель степени n равен 0,5 во всех экспериментах. Исключение составляют ранние работы Прокката [663] и более современных исследований Ферста [258] и Александра [9], которые приводят значения показателя степени n 0,88 и 0,7 соответственно. Для циклонных скрубберов показатель степени изменяется от 0,7 до 1,391, причем значение 1 типично для цилиндрических скрубберов. Из имеющихся экспериментальных данных следует, что значение $n=0,5$ наиболее применимо для соотношения между тангенциальной скоростью и радиусом газового циклона, поэтому для расчета тангенциальной скорости в следующих разделах будет использовано уравнение

$$u_{\tau} R^{0,5} = \text{const} \quad (\text{VI.56})$$

6. ПРОГНОЗИРОВАНИЕ ЭКСПЛУАТАЦИОННЫХ КАЧЕСТВ ЦИКЛОНА

Сделаны попытки предварительной оценки эффективности обычного противочного циклона. В теоретических моделях допускается ряд предположений, которые не подтверждаются экспериментально, поэтому такие прогнозы носят весьма приблизительный характер. Другие методы основаны на использовании экспериментальных коэффициентов, которые позволяют предвидеть кривую фракционной эффективности со значительной степенью точности. Удовлетворительная теоретическая модель, основанная на реалистических предположениях о траектории частицы в циклоне обычной конструкции, до сих пор еще не разработана, поэтому в настоящее время нельзя сделать выбор в пользу какого-либо наиболее обещающего подхода к ее созданию.

Предположения, допускаемые в различных подходах к расчету критического диаметра частиц (т. е. размера частиц, которые по расчетам должны улавливаться с эффективностью 100%) всегда сопровождаются различными поправками, которые могли бы сделать оценку более реалистической.

Первая попытка оценить критические размеры частиц была предпринята Розином, Раммлером и Интельманом [706] в 1932 г. Основное допущение, сделанное ими состояло в том, что для улавливания частица должна достичь стенки циклона при движении поперек газового потока, сохраняющего свою форму после входа в циклон. К другим предположениям относятся следующие: частицы не взаимодействуют друг с другом; вероятность срыва и уноса частицы после того, как она достигла стенки, исчезающе мала; движение частицы по отношению к газовому потоку может описываться законом Стокса; можно пренебречь эффектами подъемной силы, циклоны в разрезе имеют форму цилиндра диаметром D и сечением входа $a \times b$, а также тангенциальная скорость частиц постоянна и не зависит от их местонахождения.

Критический размер частицы $d_{кр}$ может быть найден следующим путем. Если газовый поток, имеющий на входе в циклон скорость u_i , сохраняет эту скорость и вращается κ раз внутри циклона диаметром D , то длина эффективной траектории газового потока составит $\pi D \kappa$. Критический размер частиц можно определить, как размер частицы, проходящей путь b (длина входа) за время пребывания газового потока в циклоне. Время пребывания определяется как отношение длины траектории к скорости потока $\pi D \kappa / u_i$. Силой, движущей частицу к стенке, является центробежная сила [уравнение (VI.1)]

$$F' = \pi d_{кр} \rho_{г} u_i^2 / (6R)$$

сопротивление среды описывается законом Стокса [уравнение (IV-4)]

$$F = 3\pi \mu d_{кр} u_i b / (\pi D \kappa)$$

Предполагают, что $u_i = u_r$ на расстоянии R от центра циклона, где $R = D/2 - b/2$ (среднее расстояние частицы на входе от оси циклона). Если они уравновешены, то

$$d_{кр} = 3 \left\{ \frac{2\mu}{\pi \rho_{г} u_i} \cdot \frac{R}{N} \left(1 - \frac{2R}{D} \right) \right\}^{1/2} \quad (VI.57)$$

Число витков κ можно найти из уравнения

$$\kappa = \frac{t u_i}{\pi D} \quad (VI.58)$$

где t — время пребывания газового потока $t = V/Q$; Q — расход газа в единицу времени; V — объем циклона.

Эффективный объем циклона с размерами, показанными на рис. VI-11, можно определить из формулы

$$V = \frac{\pi}{4} \left\{ \left(\frac{H-h}{D-B} \right) \left(\frac{D^3 - B^3}{3} \right) + D^2 h \right\} \quad (VI.59)$$

Однако Далла Валла [193] предложил, чтобы для κ принималось экспериментальное значение, меняющееся от 0,5 до 3.

Риетема [686] подчеркнул важность конфигурации газового потока на входе в циклон. Он полагал, что улавливание пыли происходит в слое газа, находящемся у стенки циклона, причем толщина слоя равна длине входа в циклон. Критический диаметр частицы тогда определяют из уравнения

$$d_{кр} = \sqrt{\left\{ \frac{9u_H}{u_i} \cdot \frac{D}{aH} \cdot \frac{Q\mu}{\Delta p} \left(\frac{\rho}{\rho_{г} - \rho} \right) \right\}} \quad (VI.60)$$

где u_H — осевая скорость.

Риетема констатирует, что выше некоторого числа Рейнольдса отношение u_H/u_i может считаться приблизительно постоянным, тогда для циклона с известными значениями D , a и H критический диаметр становится функцией расхода газа и перепада давления.

Эти расчеты критического диаметра, зависящего от толщины пристенного слоя, могут привести к определению всей кривой фракционной эффективности путем оценки пути, который пройдет какая-либо частица за заданное время. Так, d_{50} (50% частиц удерживается) может быть найден при применении в расчетах расстояния, равного половине длины входного канала. Частицы, которые могут пройти это расстояние, будут уловлены, тогда как остальные проскочат через циклон.

Деви [207] использовал те же допущения, что и Розин, Раммер и Интельман; отличие заключалось в том, что в расчетах он предполагал, что частица движется вдоль кольца в режиме свободного вихревого потока, а не в газовом потоке, сохраняющем

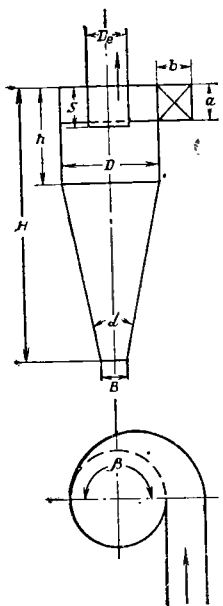


Рис. VI-11. Обычный циклон (приведены размеры, используемые в расчетах).

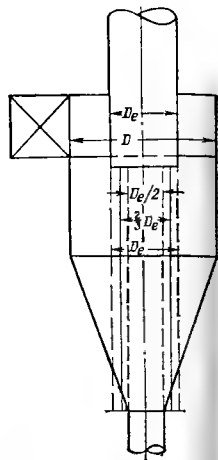


Рис. VI-12. Центральные зоны циклона, принятые при расчетах различными авторами:
 $D_e/2$ — Стейрманд; $2/3 D_e$ — Тер-Линден;
 D_e — Барт.

ту же конфигурацию, которую он имел на входе в циклон. Деви нашел, что

$$d_{кр} = \frac{3}{2} \sqrt{\left(\frac{D^2 \mu}{2H(\rho_q - \rho) u_t} \left\{ 1 - \left(\frac{D_e}{D} \right)^4 \right\} \right)} \quad (VI.61)$$

Другое значительное допущение состояло в том, что время пребывания задавалось отношением H/u_t , что является весьма грубым приближением, поскольку при этом кроме общей высоты не учитываются другие размеры циклона. Более разумное определение времени пребывания возможно на основе объема циклона [уравнение (VI.59)] и расхода газа Q , что дает модифицированную форму уравнения (VI.61):

$$d_{кр} = 3 \sqrt{\left(\frac{Q \mu}{2\pi \omega^2 (\rho_q - \rho)} \left\{ \frac{1 - (2D_e/3D)^4}{\frac{H-h}{D-B} \cdot \frac{D^3 - B^3}{D^2} + h - S \left(\frac{D_e}{D} \right)^2 \right\} \right)} \quad (VI.62)$$

Фейфель [255] получил такие же результаты, что и Деви; он тоже предполагал, что частица в цилиндрическом циклоне движется в режиме свободного вихря.

Значения $d_{кр}$, полученные Розином с сотр. [706], Деви [207], Тер-Линденом [515], Далла Валла [193] и Фейфелем [255], были использованы Свандой [845] для типичного циклона, и результаты были выражены в виде

$$d_{кр} = \text{const } 10^{-6} \sqrt{1/u_t} \quad (VI.63)$$

Ниже приведено сравнение расчетов критического диаметра частиц, сделанных на основе различных уравнений [845].

Данные для расчета:

Параметры циклона, мм		
D	50	a 24
D_e	20	b 10
H	220	

Плотность частиц, г/см ³	2,65
Вязкость газа, Па·с	$1,68 \cdot 10^{-5}$
$D_{оз}/D$ (где $D_{оз}$ — диаметр опасной зоны, по Тер-Линдену)	2,3
κ (по Далла Валла)	3

Полученные расчетом результаты: const в ур-ии (VI.63)

Розин, Раммлер, Ингельман [706]	7,32
Деви [207]	4,67
Тер-Линден [515]	5,02
Далла Валла [193]	8,92
Фейфель [255]	8,95

Из приведенных выше данных видно, что несмотря на сделанные грубые допущения, результаты, полученные различными исследователями, довольно близки друг к другу.

Предположения, сделанные в теоретических расчетах критического диаметра частиц, на практике не подтверждаются, поэтому методы расчета эффективности циклона, основанные на экспериментальных данных, кажутся более надежными. В этих методах обычно рассчитывают «срез» циклона, характеризующийся размером частиц, эффективность улавливания которых в данном циклоне составляет 50%.

Вероятность того, что частицы, витающие в кольце, в точках максимальной тангенциальной скорости, будут уловлены или пройдут в выходной газодод, равна 50%. Для того чтобы они продолжали витать в этом кольце, необходимо, чтобы движение частиц наружу, т. е. по направлению к стенке, уравновешивалось дрейфом газов по направлению к оси.

Стейрманд [803] предположил, что максимальная тангенциальная скорость $u_{t, \max}$ достигается на расстоянии от оси, равном половине радиуса выходной трубки (диаметр D_e). Средний радиальный дрейф по направлению к центральной зоне получают делением расхода газа на площадь поверхности центральной зоны (рис. VI-12, а):

$$u_{R \text{ ср}} = \frac{2Q}{\pi D_e (H - S)} \quad (VI.64)$$

Если сопротивление среды движению частицы подчиняется закону Стокса [уравнение (IV-4)], то принимая за скорость $u_{R \text{ ср}}$ и

учитывая, что оно уравнивается центробежной силой действующей на частицу, получаем

$$d_{50} = \frac{3}{u_t \varphi} \sqrt{\frac{Q u D_e}{2\pi (\rho_c - \rho) (H - S) D}} \quad (\text{VI.65})$$

где d_{50} — диаметр «среза» циклона; φ — коэффициент трения см. уравнение (VI.74).

Добавочным условием, принятым при выводе формулы (VI.65) было:

$$u_{t, \max}^2 D_e / 4 = u_i^2 D / 2 = \text{const} \quad (\text{VI.65a})$$

Оно представляет собой эмпирическое соотношение, найденное Стейрмандом.

Барт [58] использовал предпосылки, аналогичные соображениям Стейрманды, однако он считал, что максимальная тангенциальная скорость достигается в кольце, лежащем на одной линии с выходной трубой, а не внутри ее (рис. VI-12, Барт). Скорость дрейфа в цилиндре, лежащем на одной прямой с выходной трубой, равна:

$$u_{R \text{ ср}} = \frac{Q}{\pi D_e (H - S)} \quad (\text{VI.66})$$

Частица с диаметром «среза» d_{50} должна обладать скоростью, направленной наружу, равной скорости дрейфа, и, выражая это через гравитационную конечную скорость осаждения u_t , диаметр может быть найден из уравнения (IV.15) при условии вязкостного сопротивления потока. Причем

$$u_t^* = \frac{u_{R \text{ ср}}}{n} = \frac{Qg}{2\pi (H - S) u_t^2} \quad (\text{VI.67})$$

Эффективность осаждения частиц других диаметров может быть найдена путем расчета их конечных гравитационных скоростей осаждения, а затем по экспериментальным результатам Барта (рис. VI-13), кривая 1, в которых эффективность осаждения представлена как функция отношения u_t/u_t^* .

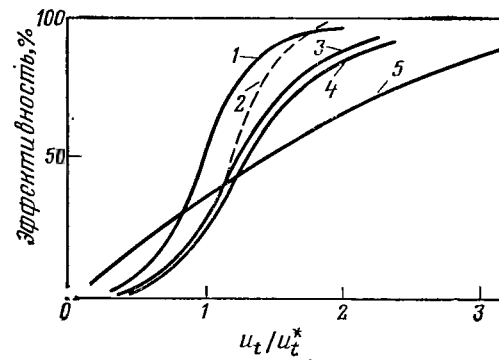
Подобные кривые для расчета эффективности осаждения были определены Мушелькнаутцем и Брюннером [590] для гидроциклона диаметром 72 мм (рис. VI-13, кривая 2), для двух циклонов с тангенциальным входом диаметром 400 и 300 мм соответственно (кривые 3 и 4) и для циклона с осевым входом диаметром 200 мм (кривая 5). Другие размеры циклонов представлены в табл. VI-1.

Другой параметр, характеризующий эффективность осаждения для отдельных типов циклонов, был введен Бартом и Лейнвебером [61]. Они назвали его параметром разделения B и определили как

$$B = \frac{4u_t^* Q}{\pi D^3} \quad (\text{VI.68})$$

Рис. VI-13. Кривые для расчета фракционной эффективности (метод Барта) [589]:

1 — экспериментальная кривая (Барт); 2 — гидроциклон ($D=72$ мм); 3 — циклон с тангенциальным входом ($D=400$ мм); 4 — циклон с тангенциальным входом ($D=300$ мм); 5 — циклон с осевым входом ($D=200$ мм).



Можно отметить, что этот параметр включает характеристический параметр частиц u_t^* , расход, а, следовательно, и скорость потока для данного циклона Q и размеры циклона D . Авторы считают, что эксперименты, проведенные с моделью циклона с использованием параметра B , находятся в хорошем соответствии с данными, полученными на промышленной установке. Лейнвебер в последующих работах [501, 502] определил параметр B для различных циклонов наряду с перепадом давления, что будет обсуждаться в следующем разделе.

Барт и Лейнвебер [61] ввели также модифицированный коэффициент разделения B^* , который следует вводить в уравнение в тех случаях, когда из соображений имеющегося пространства (недостаток места) предельный возможный диаметр циклона ограничивается значением D^* вместо D , при котором обеспечивается максимальная эффективность циклона.

В более поздних исследованиях, проводимых на четырех промышленных циклонах (расход более 230 м³/с) на пыли бурых углей, Петролл и др. [640] проверили параметры Барта—Лейнвебера для широкого диапазона концентраций пыли вплоть до 5 г/м³ и нашли, что он не является универсальным параметром. Они объяснили это тем, что в параметр B не входит функция отношения высоты/диаметр, а также трудностями, связанными с агломерацией частиц пыли некоторых типов.

ТАБЛИЦА VI-1

Характеристика циклонов (см. рис. VI-19)

Кривая на рис. VI-13	Циклон (см. рис. VI-19)	$\frac{ab}{\pi/4 D_e^2}$	D/D_e	$2b/D$	$2H/D_e$	$u_{t \max}/u_t$
2	B	0,96	3	0,3	10	2,3
3	C	0,44	4	0,17	7,5	4,3
4	D	0,90	3	0,3	10	2,8
5	E	0,75	2	(0,36)	10	2,0

Совсем недавно Румпф, Боро и Рейхерт [716] провели расчеты оптимизации эффективности циклона и перепада давления, используя ЭВМ для получения характеристик циклона, выраженных через коэффициент разделения B .

Основываясь на обширных экспериментальных исследованиях, Тер-Линден предложил, что критический диаметр частиц является только функцией тангенциальной скорости u_t и диаметра выходной трубы, тогда как вид кривой фракционной эффективности зависит и от других геометрических параметров, таких как H , S , D , угол наклона конуса α и угол входа β , форма же кривой остается неизменной до тех пор, пока не меняются относительные размеры. Критический размер частиц задается уравнением

$$d_{кр} = 3 \sqrt{\frac{2D_e g \mu u_R}{3u_t^2 (\rho_q - \rho)}} \quad (VI.69)$$

В этом уравнении предполагают, что максимальная тангенциальная скорость достигается на расстоянии $2/3$ радиуса выхлопной трубы (см. рис. VI-12), и что будут уловлены те частицы, для которых скорость дрейфа наружу вследствие центробежной силы уравновешена скоростью дрейфа газа к оси u_R . В этом случае метод определения кривой фракционной эффективности аналогичен методу Барта для определения соотношения гравитационных скоростей оседания. Исключение составляет тот факт, что опубликован лишь только график для серии циклонов с одинаковыми относительными размерами [516] (рис. VI-14).

Влияние изменения размеров циклона на его общую эффективность было исследовано Тер-Линденом [515] и Стейрмандом [803] на стандартных аналитических типах пыли (табл. VI-2).

Тер-Линден изучал эффективность (а также перепад давления) циклона, изменяя попеременно один из геометрических размеров

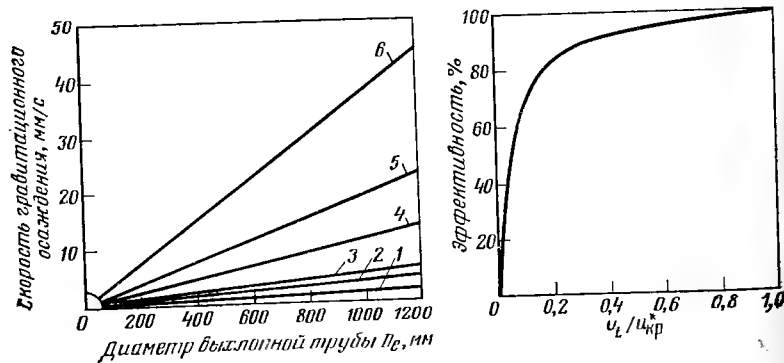


Рис. VI-14. Кривые для расчета фракционной эффективности специфического циклона [516] (размеры циклона: $D=2,4 D_e$; $H=8,4 D_e$; $S=1,2 D_e$; $\alpha=26^\circ$; $\beta=180^\circ$; $v=10-15$ м/с):
1 — извлечение 50%; 2 — 70%; 3 — 80%; 4 — 90%; 5 — 95%; 6 — 100%.

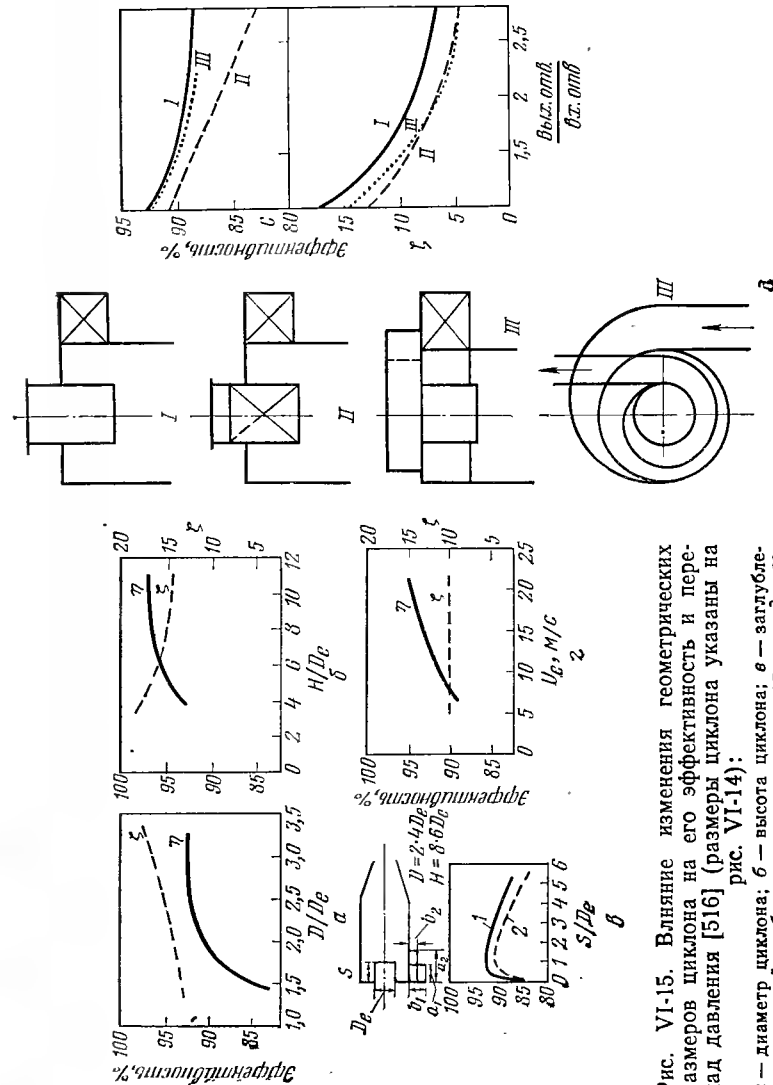


Рис. VI-15. Влияние изменения геометрических размеров циклона на его эффективность и перепад давления [516] (размеры циклона указаны на рис. VI-14):

a — диаметр циклона; b — высота циклона; c — заглубление выходной трубы; g — скорость при входе v_e ; d — соотношение размеров выходного и входного отверстий; 1 — при маленьком выходном отверстии ($a_1=b_1=0,8 D_e$); 2 — при большом входном отверстии ($a_2=1,6 D_e$; $b_2=0,4 D_e$).

ТАБЛИЦА VI-2

Стандартная аналитическая пыль

Размер частиц, мкм	Содержание, % (масс.)		
	порошкообразная глина (Тер-Линден)	мелкий песок (Стейгманд)	летучая зола (стандарт США)
0—5	30	20	35,8
5—10	12	10	22,3
10—20	18	15	21,4
20—50	28	27	14,1
Более 50	12	28	6,5

циклона, например, диаметр циклона D , его высоту H или заглубление выходной трубы S , а также скорость входящего газа u . Полученные результаты представлены на рис. VI-15.

Он показал, что увеличение относительных размеров диаметра D и диаметра выходной трубы D_e приводит к повышению эффективности вплоть до отношения 3:1, после чего дальнейший рост диаметра практически не влияет на эффективность (рис. VI-15, а). Увеличение высоты H также способствует улучшению эффективности (рис. VI-15, б), причем для одного из исследуемых циклонов максимальная эффективность осаждения была достигнута в том случае, когда выходная труба была заглублена в циклоне на длину, равную диаметру трубы, и ее конец располагался ниже входа в циклон (рис. VI-15, в). Было также найдено, что увеличение скорости потока при входе в циклон улучшает эффективность. Кроме того, некоторую роль играет соотношение сечений выходной и входной труб, причем эффективность улучшается при меньших отношениях (рис. VI-15, е).

Стейгманд [806] получил кривые эффективности для циклонов, один из которых высокоэффективный, но с малой производительностью (рис. VI-16, а), а другой — со средней эффективностью и высокой производительностью (рис. VI-16, б). Кривые фракционной эффективности, представленные на рис. VI-17, были получены для циклонов диаметром

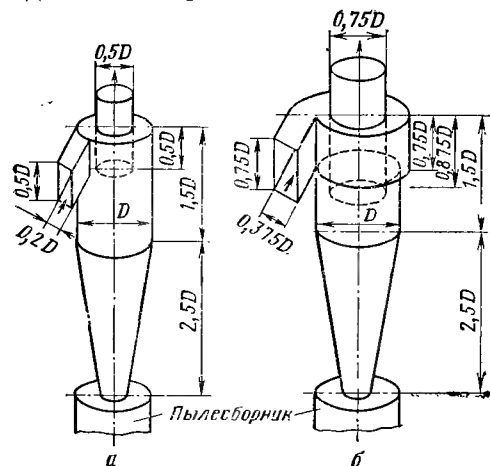
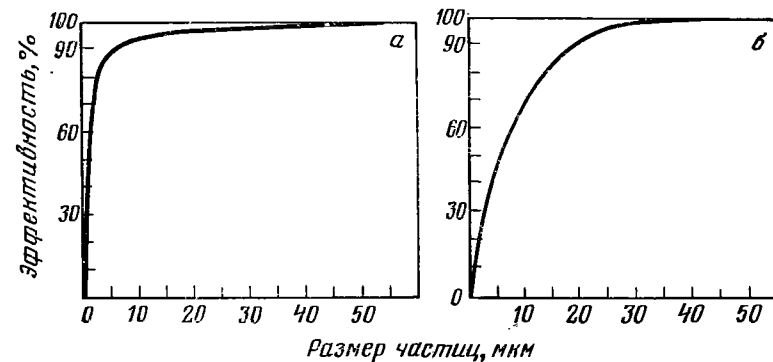


Рис. VI-16. Стандартная конструкция циклона Стейгманд [806]:

а — модель высокой эффективности и средней производительности с расходом $500 D^2$ м³/ч; б — модель средней эффективности и высокой производительности с расходом $1500 D^2$ м³/ч (скорость на входе равна примерно 15,2 м/с для обоих типов).

Рис. VI-17. Фракционная эффективность циклонов диаметром 200 мм при скорости газа на входе 15,2 м/с, плотности пыли 2000 кг/м³ и температуре воздуха 20 °С:

а — для высокоэффективного циклона (см. рис. VI-16а); б — для высокопроизводительного циклона (см. рис. VI-16б).

200 мм при плотности пыли 2000 кг/м³, температуре воздуха 20 °С и скорости на входе 15,2 м/с. Эти кривые подтверждают результаты исследований Линдена, поскольку более эффективным оказался относительно более длинный циклон с малым диаметром выходной трубы по сравнению с циклоном с большим диаметром выходной трубы и относительно меньшим цилиндром.

Эксплуатационные качества циклона, работающего в условиях, отличающихся от тех, для которых известны экспериментальные данные по фракционной эффективности, могут быть предсказаны на основании этих данных путем сопоставления с экспериментальными данными:

1) при изменении плотности пыли размер частиц новой пыли, которые будут улавливаться с той же эффективностью, что и частицы определенного размера экспериментальной (аналитической) пыли, может быть найден путем умножения размера частицы экспериментальной пыли на

$$\sqrt{\frac{\text{плотность экспериментальной пыли}}{\text{плотность новой пыли}}}$$

2) при изменении объемной скорости газового потока, проходящего через циклон, размер частиц при новом расходе, которые будут улавливаться с той же эффективностью, что и частицы определенного размера при экспериментальном расходе, может быть рассчитан путем умножения размера частицы экспериментальной пыли на

$$\sqrt{\frac{\text{экспериментальный расход}}{\text{новый расход}}}$$

3) при изменении вязкости газа (например, при изменении температуры газа), размер частиц при равной эффективности может

быть рассчитан путем умножения размера частицы экспериментальной пыли на

$$\sqrt{\frac{\text{новая вязкость}}{\text{экспериментальная вязкость}}}$$

4) при изменении диаметра циклона, но при сохранении геометрического подобия с экспериментальным циклоном, размер частиц для равной эффективности может быть рассчитан путем умножения размера частиц экспериментального циклона на

$$\sqrt{\frac{\text{диаметр новой модели}}{\text{диаметр экспериментальной модели}}}$$

7. ПРЕДСКАЗАНИЕ ПЕРЕПАДА ДАВЛЕНИЯ В ЦИКЛОНЕ

Знание перепада давления в циклоне и факторов, влияющих на него, необходимо для предсказания потребляемой энергии, и, если это возможно, уменьшения ее путем выбора лучших параметров циклона, а также для выбора соответствующих вентиляторов. Известны следующие причины перепадов давления (падение или повышение): потери давления во входной трубе вследствие трения; потери, обусловленные расширением или сжатием газа на входе; потери в циклоне вследствие трения о стенки; потери кинетической энергии в циклоне; потери на входе в выходную трубу; гидростатический напор между входной и выходной трубой; рекуперация энергии в выходной трубе.

В то время, как Стейрманд [800] и Барт [58] предлагают подробные теории, включающие ряд причин перепада давления, Шеферд и Лоппль [765] и Тер-Линден [516] считают, что потеря газом кинетической энергии в циклоне настолько превышает потери от всех других причин, что только эта потеря и должна учитываться. Тер-Линден дает выражение для определения этого перепада в зависимости от скорости на входе и безразмерного коэффициента падения давления:

$$\Delta p = \zeta \frac{u_i^2 (\rho + \rho'_q)}{2g} \tag{VI.70}$$

где $\rho'_q = c(\rho_q - \rho)$ для учета концентрации* с:

Экспериментальный коэффициент падения давления для циклонов, исследованных Тер-Линденом, показан на рис. VI-15 прерывистой линией.

Барт [58] предлагает тщательно разработанный метод расчета коэффициента потери давления, основанный на двух факторах: на потере давления на входе в циклон и потере давления вследствие

* Хотя теоретически плотность среды возрастает вследствие наличия частиц, и это должно было бы привести к увеличению перепада давления в соответствии с уравнением (VI.70), на практике, по другим причинам, присутствие частиц уменьшает перепад давления в циклоне.

вие трения о стенки (обозначаемые индексом i); а также на потере давления в центральной области и на входе в выводную трубу (обозначаемые индексом e).

Коэффициенты потери давления ζ выражаются через скорость газов на входе, равную $u_{t, \max}$, и задаются Бартом в виде функции от коэффициента сопротивления, определяемого следующим образом:

$$\varepsilon = \zeta \left[\left(\frac{ab}{\pi D_e^2 / 4} \right)^2 \left(\frac{u_{t, \max}}{u_e} \right)^2 \right] \tag{VI.71}$$

где ab — площадь сечения входной трубы; u_e — скорость при входе во входную трубу $u_e = 4Q/(\pi D_e^2)$.

Коэффициент сопротивления представляет собой сумму двух компонентов

$$\varepsilon = \varepsilon_i + \varepsilon_e \tag{VI.72}$$

которые могут быть найдены из следующих выражений:

$$\varepsilon_i = \frac{\Delta p_i}{u_{t, \max} (\rho + \rho'_q) 2g} = \frac{D_e}{D} \left\{ \frac{1}{\left[1 - \frac{2u_{t, \max} (H - S) \mu'}{u_e D_e} \right]^2} - 1 \right\} \tag{VI.72a}$$

где μ' — коэффициент трения между газом и стенкой, обычно принимается равным 0,02.

$$\varepsilon_e = \frac{\Delta p_e}{u_{t, \max}^2 (\rho + \rho'_q) / 2g} = \frac{K}{(u_{t, \max} / u_e)^{2/3}} + 1 \tag{VI.72b}$$

Соотношение скоростей $u_{t, \max} / u_e$ было выражено Бартом через размеры циклона, коэффициент трения газ — стенка μ' и конструкционный коэффициент потерь на входе:

$$\frac{u_{t, \max}}{u_e} = \frac{\pi D_e (D - b)}{2ab\alpha + \pi (H - S) (D - b) \mu'} \tag{VI.73}$$

Конструкционный коэффициент потерь зависит от формы входа в циклон. На рис. VI-18, а представлены три типа входов. Для входа с оберткой величина $\alpha = 1$, тогда как для других форм входа α либо больше, либо меньше единицы. Третий тип входа не рекомендуется для практического применения; для второго типа коэффициент потерь может быть найден из рис. VI-18, б.

Вейднер [914] измерял $\zeta \{ ab / (\pi D_e^2 / 4) \}$ для ряда соотношений $u_{t, \max} / u_e$ (рис. VI-18, в). Кривая 1 относится к острозаканчивающемуся входу выходной трубы; кривая 2 — к закругленному. Значения K и ζ для расчета потерь давления по Барту приведены ниже:

	Острозаканчивающийся вход трубы	Закругленный вход трубы
Значение K	4,40	3,41
Значение $\zeta \left(\frac{ab}{\pi D_e^2 / 4} \right)$		
при $u_{t, \max} / u_e > 1$	кривая 1 (рис. VI-18, в)	кривая 2 (рис. VI-18, в)
при $u_{t, \max} / u_e < 1$	2,0	1,1

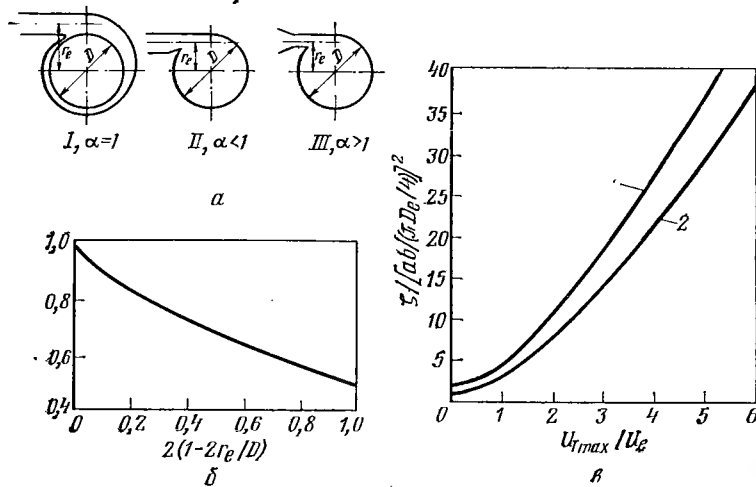


Рис. VI-18. Конструкция входов в циклон и влияние их на величину коэффициента потерь [58]:

a — конструкции; *b* — коэффициент потерь α для модели II [58]; *c* — экспериментальные кривые Вейднера; 1 — острозакачивающаяся выходная труба; 2 — закругленная выходная труба.

Следовательно, для расчета коэффициента потери давления ξ необходимо найти значение ϵ_i и ϵ_e из уравнений (VI.72, *a*) и (VI.72, *b*) и соотношение скоростей $u_{t,max}/u_e$ из уравнения (VI.73), а затем применить уравнение (VI.71). Коэффициент потери давления ξ и коэффициент сопротивления ϵ были также определены эмпирическим путем для различных циклонов (рис. VI-19). Мушелькнауцем и Брюннером [590]. Относительные размеры циклонов и их характеристики приведены в табл. VI-3.

ТАБЛИЦА VI-3

Относительные размеры циклонов различных моделей (см. рис. VI-19) и их характеристика [590]

Параметры	Тип циклона				
	A	B	C	D	E
D/D_e	2	3	3,5	3	4
$ab/(\pi D_e^2/4)$	2,7	0,9	1*	0,9	0,44
$2H/D_e$	12,5	23,5	14	14,5	11
$2b/D$	(0,4)	0,27	0,57	0,27	0,17
α	0,76	0,76	0,71	0,25	0,93
Коэффициенты трения	0,005	0,005	0,005	0,005	0,010(0,007)
$u_{t,max}/u_i$	0,74	2,6	2,9	3	4,3
ϵ	12,5	2,73	2,5	2,45	2,0
ξ	6,9	18,5	21	22	37

* В данном случае b^2/D_e^2 .

Альтернативный метод расчета потери давления в циклонах предложен Стейрмандом [800]. Метод основан на измерении в различных точках потерь давления, выражаемых через скоростной напор по формуле $u^2(\rho+\rho'_a)/2g$:

- 1) на входе — 1-й скоростной напор $u_i^2(\rho+\rho'_a)/2g$;
- 2) на выходе — 2-й скоростной напор $u_e^2(\rho+\rho'_a)/g$;
- 3) потери внутри циклона.

Кроме того, потери, возникающие во входной и выходной трубе, должны быть рассчитаны по нормальным уравнениям для перепада давления в газоходах (уравнение Фаннинга). Стейрманд считает, что потери внутри циклона представляют собой потери вследствие трения о стенки и потери кинетической энергии. Было найдено, что потеря кинетической энергии представляет собой удвоенную разность между скоростным напором на входе и на периферии внутренней области, т. е.

$$(\rho+\rho'_a)(u_{t,max}-u_i^2)/g$$

тогда как коэффициент потерь на трение ϕ представляет собой отношение окружной скорости u'_i на радиус входа $(D/2-b/2)$ к линейной скорости во входном газоходе u_i , т. е.

$$\phi = u'_i/u_i \quad (VI.74)$$

где

$$\phi = \frac{-\sqrt{\left(\frac{D_e}{2(D-b)}\right)} + \sqrt{\left(\frac{D_e}{2(D-b)}\right) + \frac{4GA}{ab}}}{2GA/ab} \quad (VI.75)$$

где G — постоянная трения (безразмерная константа потерь на трение Стейнтона и Панелла [808], равная 0,05 для газовых циклонов; A — площадь поверхности циклона, соприкасающаяся с газами; ab — площадь поперечного сечения входной трубы.

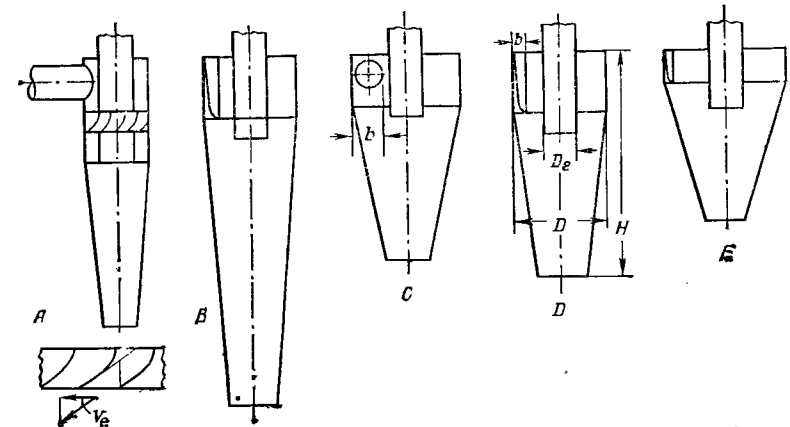


Рис. VI-19. Модели циклонов, использованные Мушелькнауцем и Брюннером [519] (относительные размеры приведены в табл. VI-2).

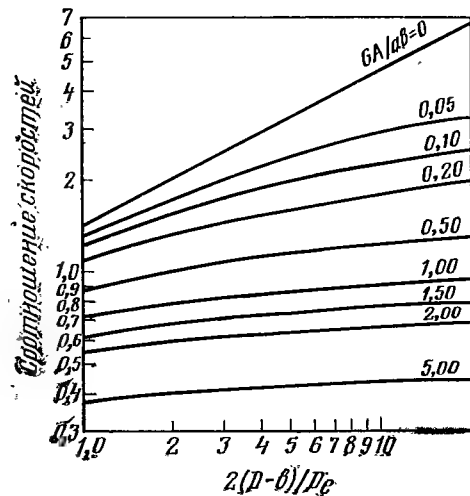


Рис. VI-20. Зависимость коэффициента потерь при трении ϕ от соотношения радиусов входа для различных циклонов [800]:

a — длина входной трубы; b — ширина входной трубы; D — диаметр циклона; D_e — диаметр выходной трубы циклона; A — внутренняя поверхность циклона; G — коэффициент трения, равный 0,005 (предлагается постоянным); ϕ — коэффициент потерь на трение.

Значение коэффициента потерь на трение ϕ может быть найдено из графика зависимости ϕ от $2(D-b)/D_e$ для различных значений GA/ab (рис. VI-20). Тогда полная потеря давления может быть рассчитана из

$$\Delta p = \frac{\rho + \rho_q}{2g} \left[u_i^2 \left\{ 1 + 2\phi \left(\frac{2(D-b)}{D_e} \right) - 1 \right\} + 2u_e^2 \right] \quad (\text{VI.76})$$

Стейрманд нашел, что потеря давления, рассчитанная по этому уравнению, с точностью до 10% совпадает с экспериментальными найденными значениями.

Существуют некоторые разногласия по поводу того, может ли быть рекуперирована часть вращательной энергии, приданной газам, что привело бы к уменьшению потерь давления.

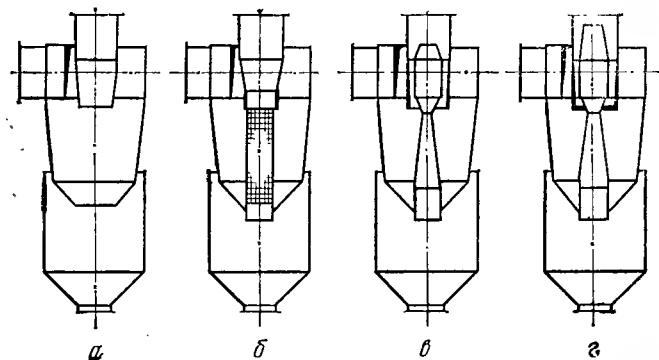


Рис. VI-21. Методы снижения перепада давления в циклонах за счет их внутренней модификации [729]:

a — полый циклон ($\zeta=17,4$); b — сетчатый вкладыш ($\zeta=13,9$); v — вкладыш в виде двойного конуса ($\zeta=16,4$); $г$ — вкладыш в виде двойного конуса с лопатками ($\zeta=10$); здесь ζ — коэффициент потерь при трении (Тер-Линден и Барт).

Тер-Линден уменьшил потерю давления на 20—25% путем помещения спирали на входе в выходную трубку, тогда как Шиле [729], применив твердый центральный стержень, выполненный в виде трубки Вентури с лопатками на входе выходной трубы (рис. VI-21), уменьшил коэффициент потерь на трение ζ с 17,4 до 10, т. е. достиг эффективного уменьшения потери давления на 42%. Однако Стейрманд [800] не смог добиться уменьшения потери давления с помощью внутренней модификации циклона.

8. ВЛИЯНИЕ ВЫСОКОЙ ПЫЛЕВОЙ НАГРУЗКИ

В общем случае пылевые нагрузки, встречаемые в промышленности, не превышают 12 г/м³. Такие исследователи как Стейрманд и Тер-Линден и определяли их коррелирующие коэффициенты фракционной эффективности при таких пылевых нагрузках. В некоторых случаях (например, при содержании в газах продукта, а не отходящей пыли) нагрузка по пыли может быть гораздо выше, иногда даже в 1000 раз. Однако даже при столь высоких концентрациях их объемные концентрации пыли относительно невелики. Так, при содержании 50 кг/м³ кварцевой пыли ее объемная концентрация составляет лишь 1,8%. Очистка от пыли такой концентрации исследовалась в последние годы Колком [456], Шпрулом [793] и очень широко — Мушельнауцем и Брюннером [590].

Эти исследователи показали, что тангенциальная скорость в циклоне u_t уменьшается при пылевой загрузке, причем этот эффект наблюдается даже при малых концентрациях. Тангенциальная скорость уменьшается в выходной трубе, здесь же происходит значительная потеря давления. Таким образом, потеря давления снижается при увеличении концентрации пыли до тех пор, пока не достигнет минимума при концентрации между 1 и 10 кг/м³. Общая эффективность пылеосаждения возрастает при увеличении концентрации пыли, хотя при этом естественно может увеличиваться абсолютное количество проскочившей пыли. Количественные результаты экспериментов, проведенных на типичном циклоне, представлены на рис. VI-22.

На практике отмечают, что при высоких концентрациях пыли она собирается в циклические жгуты (струйки), которые стекают по стенкам, тогда как в циклоне газ несет лишь ограниченное количество пыли, сравнимое с ее количеством при пневмопереносе. Мушельнауц и Брюннер распространили теорию Барта, например работы циклона при высоких пылевых нагрузках, и исследовали силы, действующие на циклические жгуты пыли.

Сила, препятствующая движению жгута F' , уравновешивается массой осаждаемой пыли в жгуте m и сопротивлением трения R . Экспериментально найдено, что скорость движения жгута примерно постоянна и составляет около 1 м/с. Графически эти величины представлены на рис. VI-23 для упрощенного цилиндрического цик-

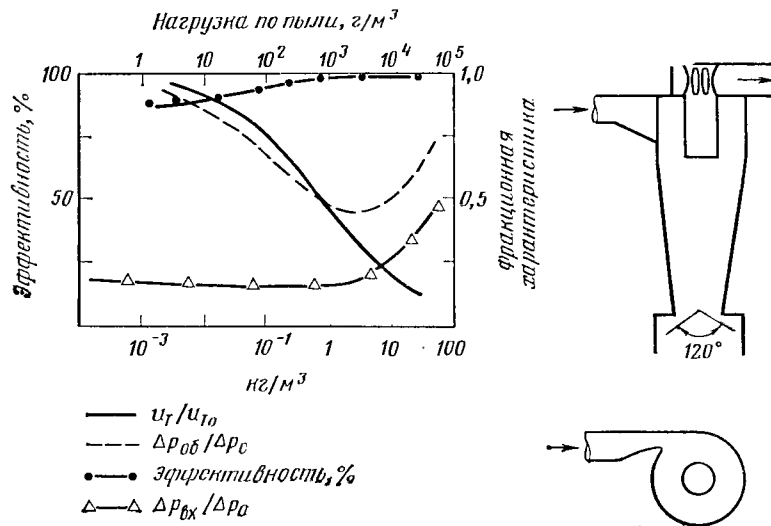


Рис. VI-22. Изменение характеристик циклона при высоких пылевых нагрузках [590] (индекс 0 относится к скорости и падению давления в циклоне без нагрузки); размеры циклона (обозначения даны на рис. VI-11): $D=300$ мм; $D_e=100$ мм; $B=200$ мм; $H=720$ мм; $h=220$ мм; $b=45$ мм.

лона (в вертикальном разрезе и по развертке цилиндра). Равновесие сил задается уравнениями:

$$F' \sin \delta = m \cos \delta \quad (\text{VI.77})$$

$$F' \cos \delta + m \sin \delta = R \quad (\text{VI.78})$$

Из равновесия, основанного на массе осажденной пыли

$$m = \eta \frac{W}{C} l \quad (\text{VI.79})$$

где η — эффективность пылеосаждения; W — масса осажденной пыли; l — длина жгута.

Далее

$$m = A_s l (1 - \epsilon) \rho_{\text{п}} \quad (\text{VI.80})$$

где A_s — площадь поперечного сечения жгута пыли; ϵ — доля пустот в жгуте пыли; $\rho_{\text{п}}$ — плотность пыли.

Таким образом $(1 - \epsilon) \rho_{\text{п}}$ представляет собой насыпную плотность пыли.

Необходимо также определить безразмерный коэффициент потери давления жгута пыли ζ_s , выраженный через параметры уравнения (VI.10), в которое подставляют значения для циклона с пылевыми жгутами, и коэффициент трения φ_s , который определяется уравнением

$$R = \varphi_s F \quad (\text{VI.81})$$

Тогда

$$F' = \zeta_s r_s H \frac{\rho}{2} (u_t - c \cos \delta)^2 \quad (\text{VI.82})$$

$$F = \frac{m}{g} \cdot \frac{c^2}{D/2 \cos^2 \delta} \quad (\text{VI.83})$$

где g — ускорение силы тяжести.

Соответствующий радиус для центробежной силы, действующей на пылевой жгут $D/(2 \cos^2 \delta)$, представляет собой вертикальный радиус тангенциального шага эллиптического сечения. Скорость жгута может быть рассчитана из уравнений (VI.11), (VI.18), (VI.81) и (VI.83):

$$c = \sqrt{\left(\frac{1}{\varphi_s} \cdot \frac{g D/2}{\sin \delta \cos^2 \delta} \right)} \quad (\text{VI.84})$$

Эта скорость пренебрежимо мала по сравнению со средней тангенциальной скоростью. Используя

$$r_s = \sqrt{2 A_s / \pi} \quad (\text{VI.85})$$

и уравнение для мощности пылепереноса при пневматическом транспортировании для выходной трубы можно получить

$$W = (\epsilon \rho_{\text{п}}) \left(\frac{\pi^2}{4} D e_e^3 S \right) u_e \rho \quad (\text{VI.86})$$

где u_e — скорость в выходной трубе.

Дальнейшие расчеты показывают, что момент жгута M_s — равен

$$M_s = F' (D/2) = \mu'_s \sqrt{\tau \epsilon \rho_{\text{п}}} \left(\frac{A D e \rho}{2 \epsilon \rho_s} \right)^{1/2} \left(\frac{D_e}{D} \right)^{5/8} \rho u_i u_e \pi D_e D \quad (\text{VI.87})$$

где ρ_s — удельная плотность жгута; μ'_s — новая функция трения, равная

$$\mu'_s = \frac{\zeta_s}{2\pi} (8 \varphi_s \sin \delta \cos^2 \delta)^{1/4} \quad (\text{VI.88})$$

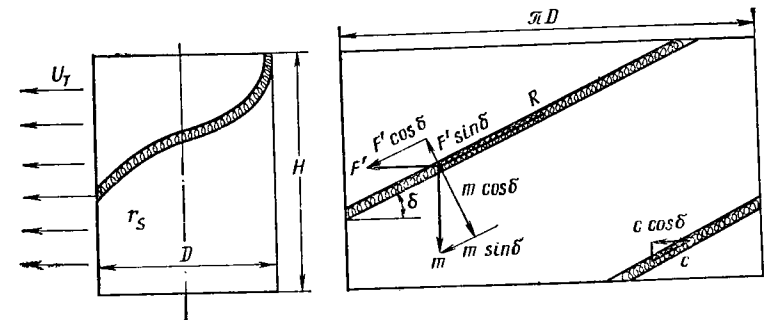


Рис. VI-23. Силы, действующие на жгуты пыли и их скорости при высоких пылевых нагрузках [590] (здесь F' — сопротивление движению жгута; m — масса жгута; R — сопротивление трения; F — центробежная сила; c — скорость жгута; r_s — радиус жгута).

и зависящая только от угла δ . Он может быть рассчитан из вышеприведенного уравнения. Однако величина λ_s мало меняется при значениях δ между 30° и 60° . При высоких пылевых нагрузках момент импульса цилиндрической поверхности в выходной трубе (M_e) получается путем вычитания из момента на входе M_a суммы моментов трения воздуха (M_A) и жгута (M_s)

$$M_e = M_a - (M_A + M_s) \quad (\text{VI.89})$$

Эти соотношения можно подставить в уравнение Барта (VI.73) и получить эквивалентное уравнение для высоких пылевых нагрузок:

$$\frac{4_{\tau, \max}}{u_e} = \left[\frac{4ab}{\pi D_e} \alpha + \frac{2H}{D_e} \left\{ \mu' + \mu_s \left(\frac{\eta \rho D D_e H W}{2 \epsilon_s \rho_{\pi}} \right)^{1/2} \left(\frac{D_e}{D} \right)^{5/8} \right\} \right]^{-1} \quad (\text{VI.90})$$

Эквивалентные значения ϵ_i и ζ_i из уравнений (VI.71) и (VI.72) получают путем подстановки функции в фигурных скобках, соответствующей коэффициенту трения μ . Функции ϵ_e и ζ_e зависят только от отношения $\mu_{\tau, \max}$, а последнее может быть найдено из рис. VI-18, в. График зависимостей $u_{\tau}/u_{\tau 0}$ от

$$\left(\frac{\eta \rho D D_e H W}{2 \epsilon_s \rho_{\pi}} \right)^{1/2} \left(\frac{D_e}{D} \right)^{5/8}$$

имеет ту же форму и характеристики, что и график на рис. VI-22, и экспериментальные точки расположены вблизи этих кривых [590].

9. ПРОМЫШЛЕННЫЕ ЦИКЛОНЫ

Известно много разнообразных промышленных циклонов — от относительно примитивных грубых конструкций для улавливания древесных щепок и опилок до тщательно спроектированных и испытанных установок для улавливания мелких частиц размером до 5 мкм. Создание таких установок стало возможным благодаря тщательным исследованиям, в ходе которых установлен минимальный размер частиц, которые могут эффективно улавливаться, а также определен оптимальный расход газа с минимальной потерей давления для каждого частного случая.

Во многих случаях изготовитель публикует кривую фракционной эффективности, основанную на испытаниях, проведенных со стандартными типами пылей, и предназначенную в качестве справочного материала для выбора циклона. Однако иногда покупатели циклона могут ошибиться в выборе аппаратуры для некоторых типов пыли, поэтому большинство изготовителей дают гарантию, основанную только на испытаниях, проведенных с данным типом

пыли. В этом разделе будут рассмотрены типичные промышленные циклоны и, по мере возможности, приведены кривые их фракционной эффективности.

Прямоточные циклоны с неподвижными лопатками

Прямоточные циклоны действуют как концентраторы пыли; в них сконцентрированная пыль вместе с некоторым количеством газа отводится в периферийную область и направляется во вторичный сборник, тогда как чистый газ проходит в осевом направлении. Вторичным сборником может служить другой циклон обычного типа или пылеосадительная камера.

Многокамерные прямоточные циклоны часто применяются для предварительной очистки топочных газов, характеризующихся высоким содержанием летучей золы (например, при сжигании высокозольных пылевидных углей), перед тем как частично очищенный газ поступит на электрофилтры. Типичная конструкция многокамерной установки показана на рис. VI-24, а.

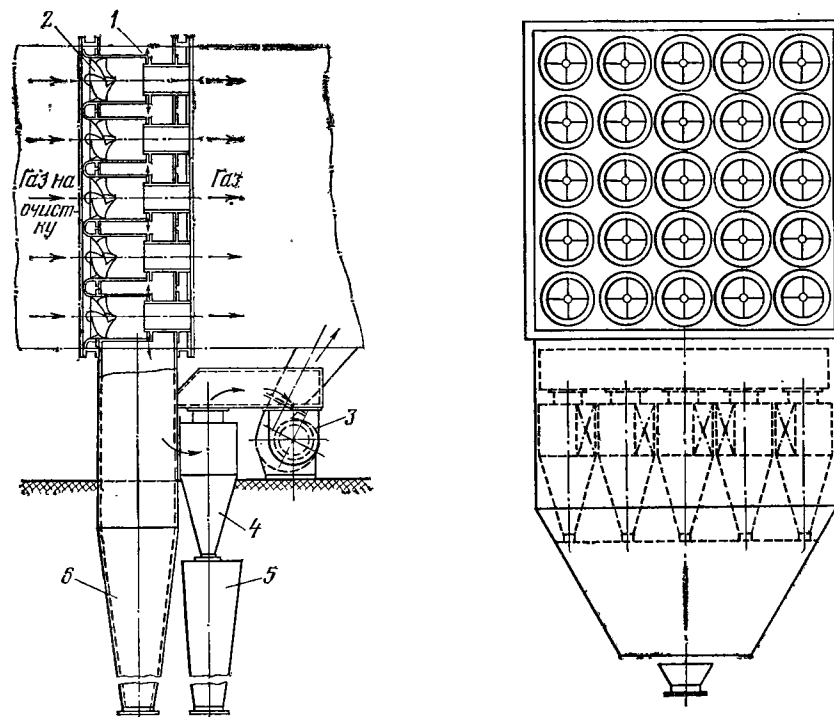


Рис. VI-24. Многокамерные прямоточные циклоны с пропуском пыли в пылеосадительные камеры и последующие циклоны:

1 — кольцевая щель для пыли; 2 — направляющие лопатки; 3 — вспомогательный вентилятор; 4 — вторичные циклоны; 5 — сборник грубой пыли; 6 — сборник тонкой пыли.

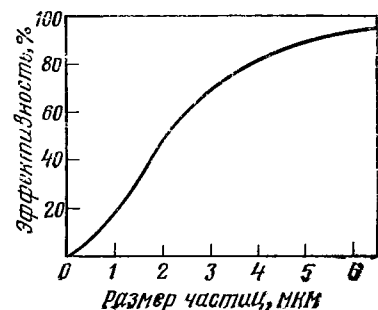


Рис. VI-25. Фракционная эффективность установки, приведенной на рис. VI-24 [207] для частиц плотностью 2000 кг/м^3 .

Сконцентрированная пыль поступает в пылеосадительную камеру, затем проходит через циклоны. После этого очищенный газ соединяется с газом, прошедшим через прямоточный циклон (см. рис. VI-24, а),

кривая фракционной эффективности которого приведена на рис. VI-25.

В несколько видоизмененном устройстве (рис. VI-26, а) сконцентрированные тяжелые пылевые частицы оседают в гравитационной пылеосадительной камере, а более легкие фракции проходят над камерой к циклону. Очищенные в циклоне газы соединяются с газовым потоком, прошедшим через прямоточный циклон. Кривая фракционной эффективности этого устройства представлена на рис. VI-26, б.

Большие однокамерные пылеочистные установки применяются для очистки газа, образующегося в топках небольших котлов (объем газа до $85000 \text{ м}^3/\text{ч}$), когда существенной проблемой является минимальная потеря давления, а степень удаления пыли не является критическим фактором (например, для судовых котлов). Для

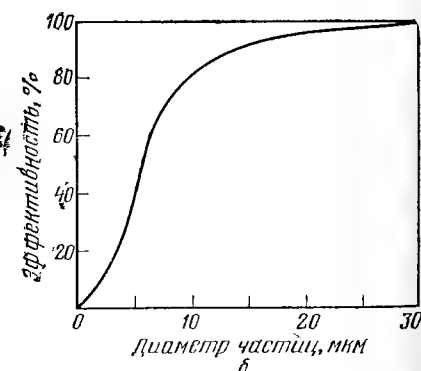
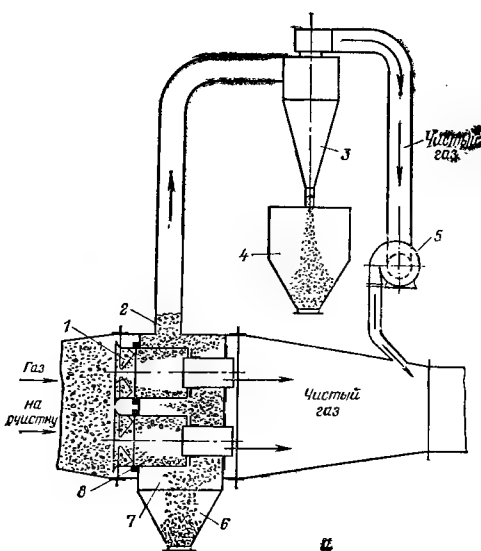


Рис. VI-26. Многокамерный прямоточный циклон с пылеосадительной камерой (первичный пылесборник) и параллельными циклонами:

а — схема установки [839]; б — фракционная эффективность; 1 — направляющие лопатки; 2 — отбор к вторичному циклону; 3 — вторичный циклон; 4 — вторичный пылесборник; 5 — вспомогательный вентилятор; 6 — первичная камера; 7 — первичный коллектор; 8 — первичный пылесборник.

дымовых труб с естественной тягой особенно пригодны осадительные коллекторы с восходящим потоком (рис. VI-27). В коллекторе а предусмотрена пылеосадительная камера, тогда как в коллекторе б установлен циклон. Если газоочистительную установку нельзя разместить в дымовой трубе, можно установить уловитель с нисходящим потоком и боковым входом (рис. VI-27, в). Эффективность такого уловителя приведена на рис. VI-27, г. Как и следовало предполагать, газоочистительная установка со вторичным циклоном в качестве коллектора является более эффективной по сравнению с установкой, имеющей пылеосадительную камеру, а установка с нисходящим потоком лучше установки с восходящим потоком (глава V).

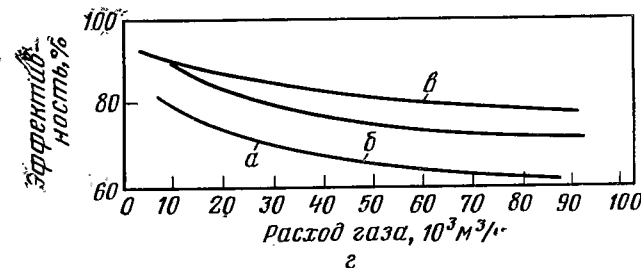
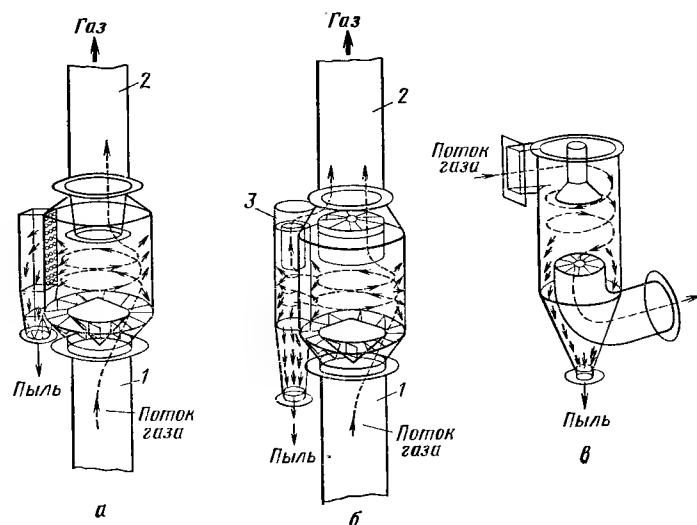


Рис. VI-27. Центробежные пылесборники [377]:

а — с восходящим потоком и пылеосадительной камерой; б — с восходящим потоком и циклонным сепаратором; в — вихревой пылесборник с нисходящим потоком; г — зависимость эффективности от скорости потока для моделей а, б и в; 1 — дымоход котла; 2 — дымовая труба; 3 — вторичная камера.

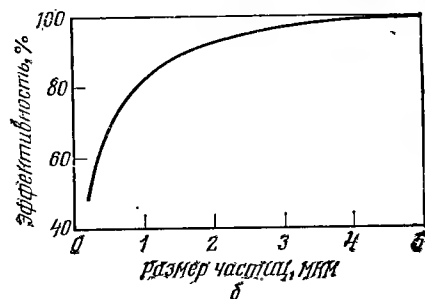
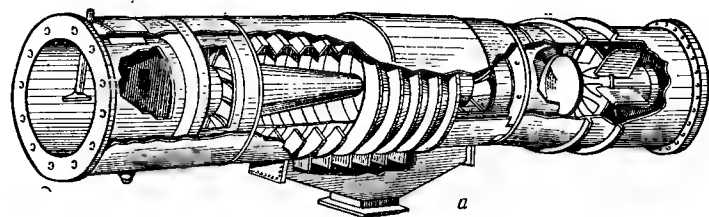


Рис. VI-28. Прямоточный орошаемый пылесборник [413]:
а — вид установки; б — фракционная эффективность.

Ниже приведен гранулометрический состав пыли (в % масс.):

Размер, мкм	152	76	60	50	40	30	20	10	5
Содержание	38,4	28,0	21,9	17,7	13,0	9,0	5,5	2,5	1,25

Примечание. Плотность пыли 2000 кг/м³.

В литературе [197] описаны очень изящные конструкции с удлиненными лопатками, однако они не производятся в промышленных масштабах. Размер мельчайшей частицы плотностью 1000 кг/м³, улавливаемой на таких установках, равен 3—5 мкм при очень высоких скоростях на входе — до 210 м/с. Как уже упоминалось, это явление может быть предотвращено путем впрыска воды на входе в циклон. Промышленная конструкция такого типа представлена на рис. VI-28, а, а кривая ее фракционной эффективности — на рис. VI-28, б. Из этой кривой, полученной для угольной пыли, видно, что на такой установке можно улавливать частицы размером 1 мкм с эффективностью 80%.

Прямоточные циклоны с подвижными лопатками

Такая установка показана на рис. VI-26, а кривая ее фракционной эффективности — на рис. VI-29 [947]. С помощью таких циклонов можно достичь эффективности около 90% при улавливании частиц размером 5 мкм (плотность 26000 кг/м³), что несколько лучше, чем в случае обычных высокоэффективных циклонов.

Прямоточные циклоны с неподвижными лопатками и обратным потоком

Принцип работы таких установок был рассмотрен на стр. 281. На практике вторичный газ поступает во внутреннюю камеру из внешней кольцевой камеры через зазор 75—125 мм (в зависимости от размеров циклона). Общее устройство показано на рис. VI-30. Для промышленных установок расход газа составляет от 34 до 6800 м³/ч, содержание пыли в нем до 230 г/м³. Преимуществами таких циклонов являются незначительность истирания стенок и возможность очистки горячих газов, которые могут быть охлаждены потоком вторичного воздуха, поэтому для изготовления корпуса циклона не требуются огнеупорные материалы. Созданы также многокамерные установки.

Кривые фракционной эффективности при очистке пыли разных типов плотностью от 1000 до 2600 кг/м³ представлены на рис. VI-31. На рис. VI-32 приведены показатели работы типичной цилиндрической установки диаметром 200 мм. Из рисунка видно, что эти циклоны отличаются большой потерей давления, однако это компенсируется высокой эффективностью при удалении частиц малых размеров. Ниже приведен гранулометрический состав, пыли (в % масс.) плотностью 2000 кг/м³:

Размер, мкм	1,4	2,0	2,8	4,0	5,6	8,0	11,2
Содержание	1,5	4,0	8,0	16,0	26,0	38,0	49,0

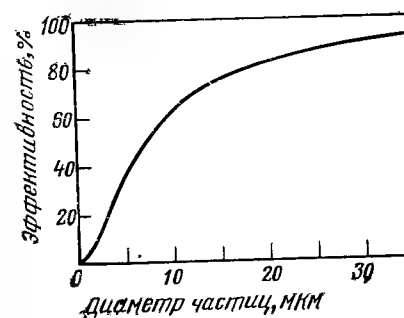


Рис. VI-29. Фракционная эффективность циклона с подвижными лопатками (плотность 2300 кг/м³).

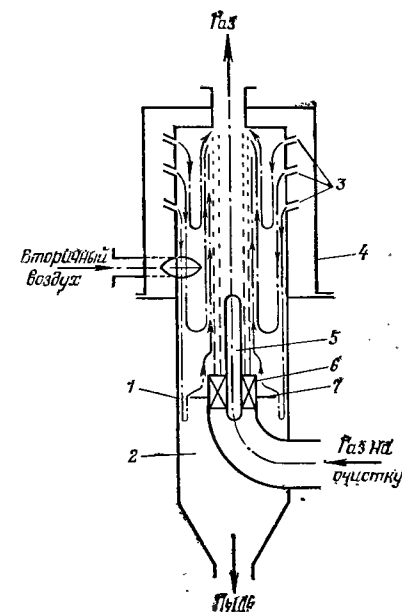


Рис. VI-30. Принципиальная схема прямоточного циклона с обратным потоком:

1 — кольцевой зазор; 2 — пылесборник; 3 — сопла; 4 — камера вторичного воздуха; 5 — стабилизатор потока; 6 — вихревая форсунка; 7 — диафрагма пылесборника.

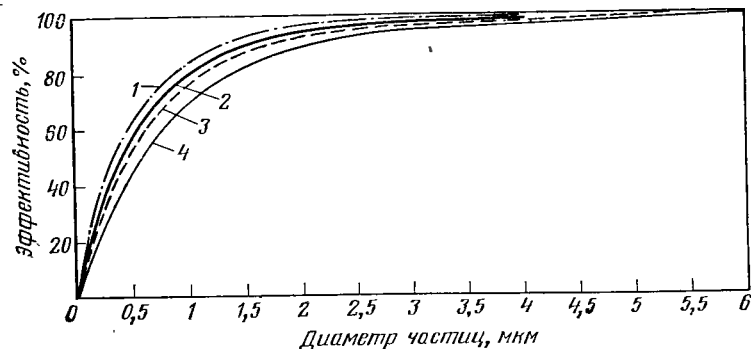


Рис. VI-31. Фракционная эффективность прямоточных циклонов с неподвижными лопатками и обратным потоком:
1 — плотность частиц 2600 кг/м³; 2 — 2000 кг/м³; 3 — 1500 кг/м³; 4 — 1000 кг/м³.

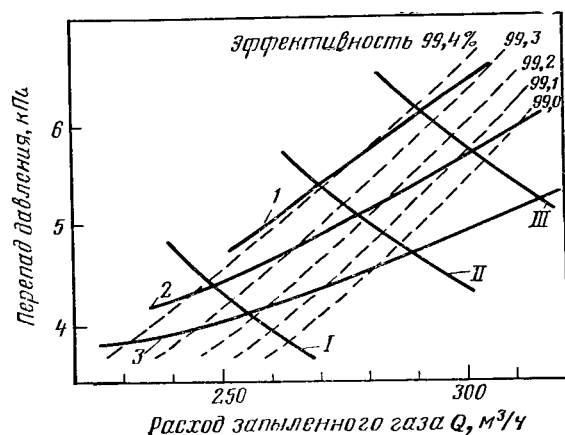


Рис. VI-32. Соотношение между расходом запыленного газа, общим перепадом давления, расходом вторичного газа и эффективностью улавливания для прямоточного циклона с обратным потоком ($D=200$ мм):
I — постоянная потребляемая мощность, обеспечивающая 60% эффективности мотора и вентилятора, равная 0,4 кВт; II — то же, 0,6 кВт; III — то же, 0,8 кВт; I — расход вторичного газа (Q_2-Q_1) 250 м³/ч; 2 — то же, 230 м³/ч; 3 — то же, 210 м³/ч (Q — общий расход газа).

Спиральные пылеуловители

Изготавливается несколько типов стационарных спиральных (тангенциальных) пылеуловителей. В этих установках в спиральной камере газ приобретает центробежный импульс, причем пыль собирается в периферийном слое, который поступает во вторичный пылесборник. Чистый газ выбрасывается наружу. Чаще всего в качестве вторичного пылеуловителя используют обычный циклон. На рис. VI-33, а показана одна из таких установок. Кривая фракционной эффективности для установки диаметром 2 м, работавшей при скорости газа 6,6 м³/с была получена Стейрмандом [806].

Другой пылеуловитель, подобный по принципу действия, но с тангенциальным входом и спиральным выходом, представлен на рис. VI-33, б. Кривые фракционной эффективности установок обоих типов приведены на рис. VI-33, в в одинаковом масштабе. Из графика видно, что вторая модель отличается несколько большей эффективностью при улавливании частиц размерами около 30 мкм.

Циклоны с вытяжным вентилятором

Вращательное движение газовому потоку может быть сообщено не только с помощью неподвижной спирали; иногда для этой цели используют вытяжные вентиляторы. На рис. VI-34 представлены две типичные модели таких установок, для первой из них приводится кривая фракционной эффективности (рис. VI-34, г). В одной из модификаций модели б для улучшения рабочих характеристик применяют водяное орошение (рис. VI-34, в).

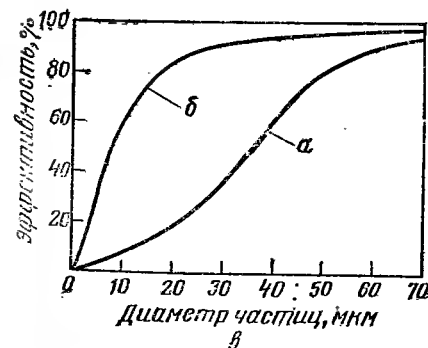
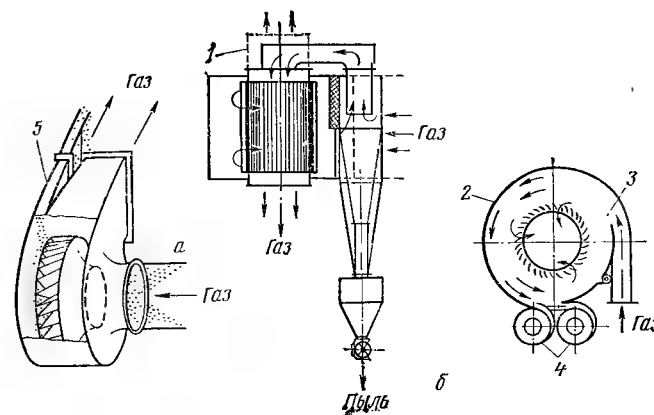


Рис. VI-33. Спиральные пылеуловители:

а — простой спиральный пылеуловитель [806]; б — циклон Буелла-ван-Тонгерена [140]; в — фракционная эффективность циклонов обоих типов [140, 806]; 1 — альтернативный выход очищенного газа; 2 — первичный пылеотделитель; 3 — регулируемый дефлектор; 4 — вторичный пылеуловитель; 5 — короб с запыленным газом, направляемым ко вторичному коллектору.

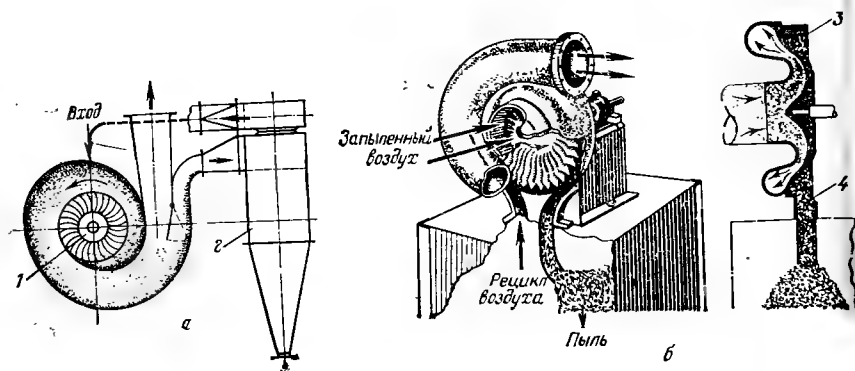


Рис. VI-34. Пылеуловители с вытяжным вентилятором:

а — вытяжной вентилятор с последующим циклоном для концентрирования пыли [657]; б — вытяжной вентилятор с последующей гравитационной пылесадительной камерой для концентрирования пыли [18]; в — установка с вытяжным вентилятором с орошением [18]; г — фракционная эффективность установки, показанной на рис. а [657]: 1 — вытяжной вентилятор; 2 — циклон; 3 — пылесадительная камера; 4 — кольцевое отверстие; 5 — водяное орошение; 6 — кожух с импеллером.

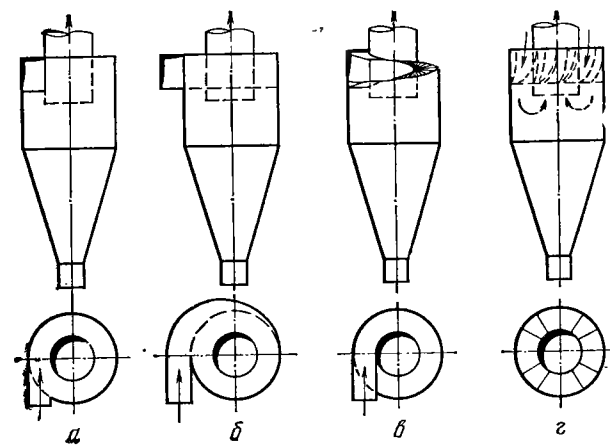
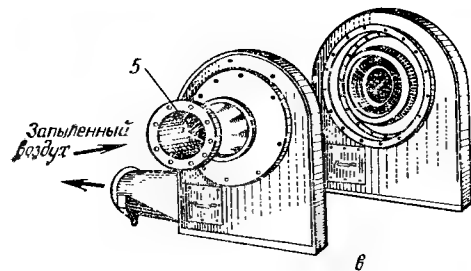
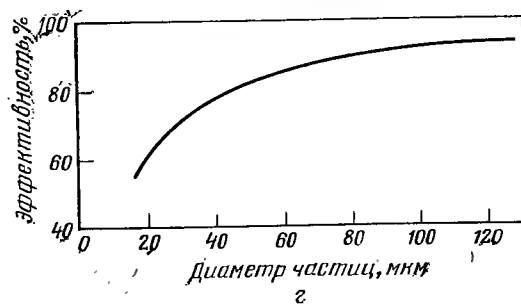


Рис. VI-35. Разновидности входов в циклон:
а — тангенциальный; б — с загибом; в — по спирали; г — по оси.



Обычные (противоточные) циклоны

Конструкция таких циклонов уже рассматривалась в предыдущих разделах, посвященных теории циклонов. Различные типы распространенных в промышленности циклонов отличаются друг от друга конструкцией входа и относительными размерами. На практике применяется один из четырех типов входа (рис. VI-35): тангенциальный вход без спирали; вход с загибом без спирали и вход с загибом со спиралью, а также вход газа по оси с направляющими лопатками.

Корпус циклона может иметь цилиндрическую форму или усеченного конуса, в ряде случаев (в случае затруднений с производственным помещением) он может быть изогнут под углом 90° (рис. VI-36). Выходная труба может быть прямой, изогнутой, с лопа-

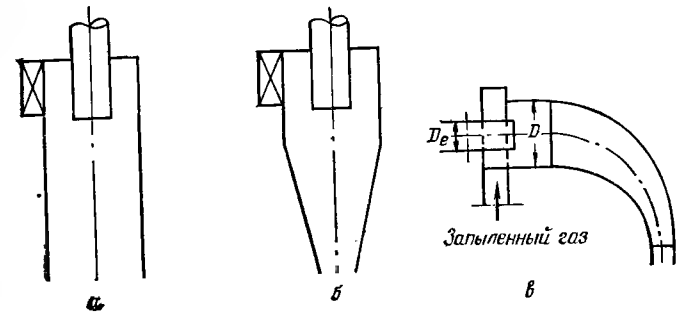


Рис. VI-36. Основные варианты корпуса циклона:
а — прямой цилиндр; б — цилиндр и прямой конус; в — изогнутый конус.

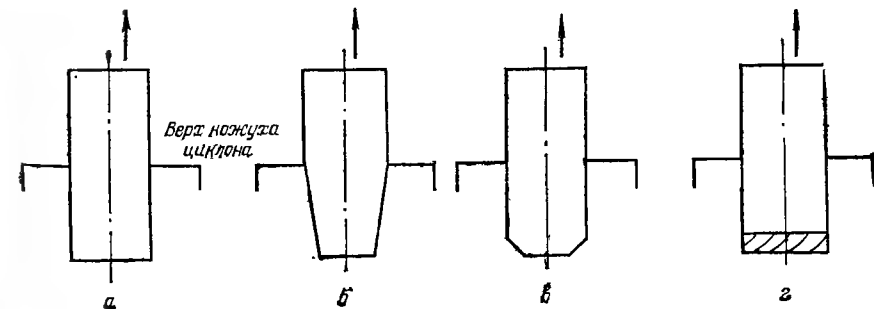


Рис. VI-37. Основные варианты выходных труб из циклона:
а — прямая; б и в — скошенные; г — прямая с лопатками для уменьшения потери напора.

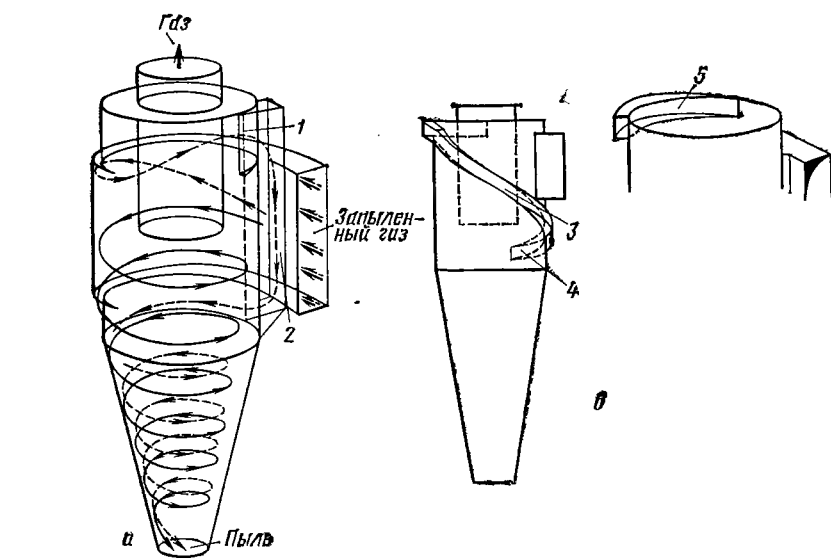


Рис. VI-38. Циклоны с «отсечением» пыли [140]:

а — схема работы; б — конструкция «отсечного» канала — байпаса (ван-Тонгерен); в — фракционная эффективность циклонов с байпасом: I — устройство для отсеки пыли; 2 — обходной канал для пыли; 3 — спиральный отвод; 4 — спиральный обходной канал; 5 — выход обходного канала, ориентированный на нагревание потока; I — низкая производительность, высокая эффективность; II — большой расход газа.

ми (рис. VI-37), иметь внутреннюю насадку одного из видов, обсуждавшихся ранее (см. рис. VI-21).

Эффективность этих элементов в различных сочетаниях широко изучалось многочисленными исследователями. Для двух типовых конструкций (см. рис. VI-16) были приведены кривые фракционной эффективности (см. рис. VI-17). (Эффективность других моделей можно определить, используя методы, изложенные в разделе 6 главы VI).

Усовершенствование рабочих характеристик циклонов было достигнуто созданием отсекающих пылевых каналов, по которым отводится пыль, собирающаяся около крышки (она может попасть в выходную трубу, если не будет отведена в коническую секцию цик-

лона см. рис. VI-38, а). Типичные кривые фракционной эффективности таких циклонов представлены на рис. VI-38, б. Максимальное удаление пыли было достигнуто на циклоне диаметром 900 мм при небольшом расходе газа. Эффективность модифицированных конструкций, имеющих большую производительность, несколько ниже.

Мультициклоны

Из анализа формул для определения критических размеров частиц видно, что теоретически при тех же скоростях небольшие циклоны являются гораздо более эффективными ловителями частиц

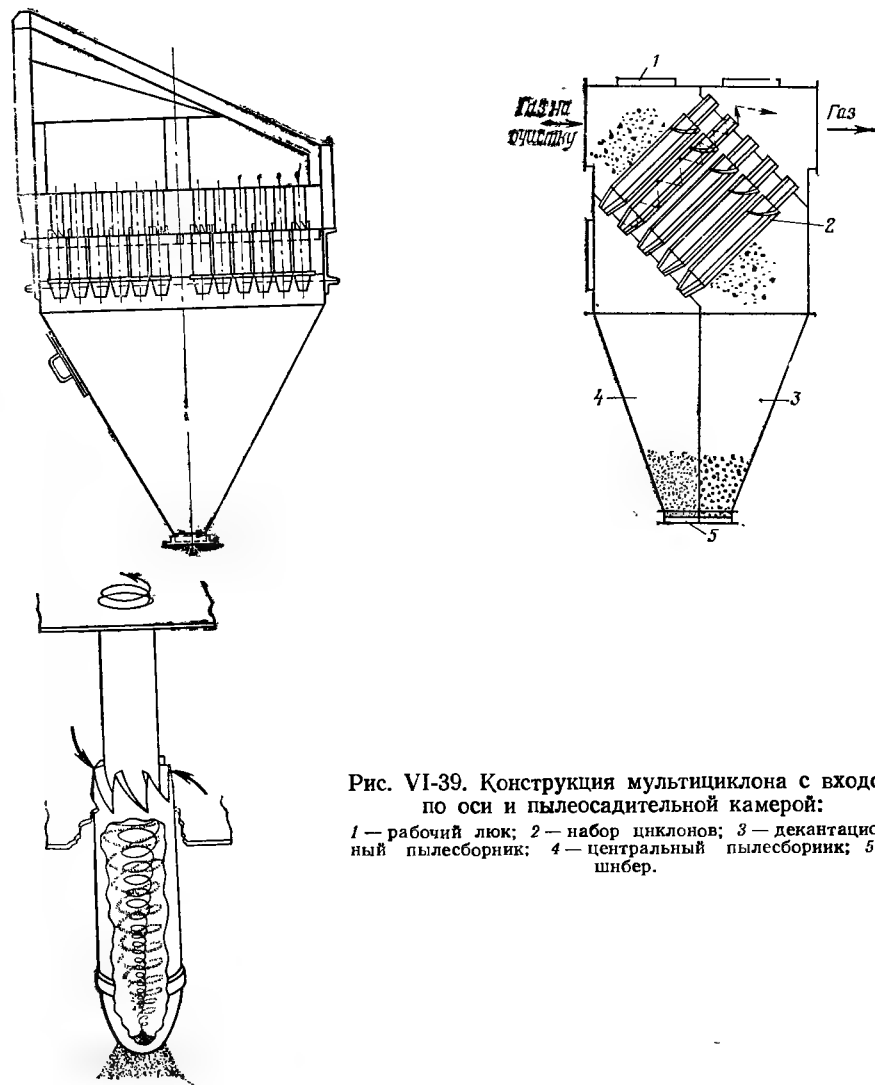


Рис. VI-39. Конструкция мультициклона с входом по оси и пылесадительной камерой:

1 — рабочий люк; 2 — набор циклонов; 3 — декантационный пылесборник; 4 — центральный пылесборник; 5 — шнек.

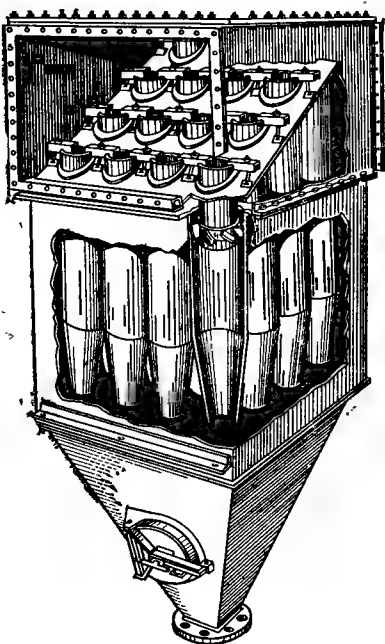


Рис. VI-40. Конструкция мультициклона со входом по оси и механизмом для быстрого демонтажа циклонов [920].

малых размеров, чем большие циклоны. На практике это улучшение характеристик не столь очевидно из-за увеличения проскока, который наблюдается в небольших циклонах. Один исследователь, сравнивая высокоэффективные циклоны с мультициклонами, нашел, что набор из нескольких небольших циклонов (мультициклон) не намного лучше большого циклона, хотя изготовление мультициклона стоит намного дороже [805].

Существуют и другие проблемы, например, забивание конуса и пылесборника, что происходит при работе с некоторыми типами пыли или при высоких пылевых

нагрузках, и поэтому необходимо предусмотреть устройство для упрощения очистки. Одним из важных преимуществ мультициклонов является то, что для единичного высокоэффективного циклона производительностью 4600 м³/ч и диаметром 900 мм необходима высота 7,6 м (циклон, пылесборник и выходная труба), тогда как высота мультициклона при той же производительности составляет всего 2,4 м.

Типичные мультициклоны с тангенциальным и осевым входом представлены на рис. VI-39—VI-41.

Первый тип (рис. VI-39) изготовлен из высококачественного чугуна для защиты от эрозии, второй (рис. VI-40) сконструирован так, что его можно быстро демонтировать, тогда как аппарат на рис. VI-41 представляет собой конструкцию, включающую проводочный скребок, управляемый снаружи, что позволяет периодически прочищать циклон вручную или автоматически без демонтажа.

Типичные кривые фракционной эффективности представлены на рис. VI-42, а для стандартных пылей, а на рис. VI-42, б приведены кривые фракционной эффективности, полученные на установке типа в при улавливании летучей золы в трудных эксплуатационных условиях [330].

Циклоны для улавливания капель жидкости

Если необходимо улавливать капли, образовавшиеся при конденсации паров или захваченные газовым потоком, то в конструк-

ции соответствующего циклона необходимо предусмотреть меры защиты от ползучих слоев жидкости. Эти слои, образующиеся при агломерировании капель «подгоняются» к выходной трубе быстро движущимся газовым потоком. Слои подтекают к окончанию выходной трубы, откуда они легко увлекаются газом. Степень ползучести зависит от свойств жидкости — ее поверхностного натяжения и вязкости, так, например, масло увлекается быстрее чем вода.

Захват и увлечение капель будет происходить также в зоне низкого давления по оси циклона, и капли жидкости, движущиеся к основанию конуса, могут всасываться потоком отходящих газов. Поэтому было высказано предположение [230], что циклон цилиндрической формы более пригоден для улавливания капель, чем обычный циклон конической формы. Одна из конструкций такого типа (рис. VI-43, а) состоит из плоской плиты, образующей фальшивое основание; между плитой и корпусом образуется щель, че-

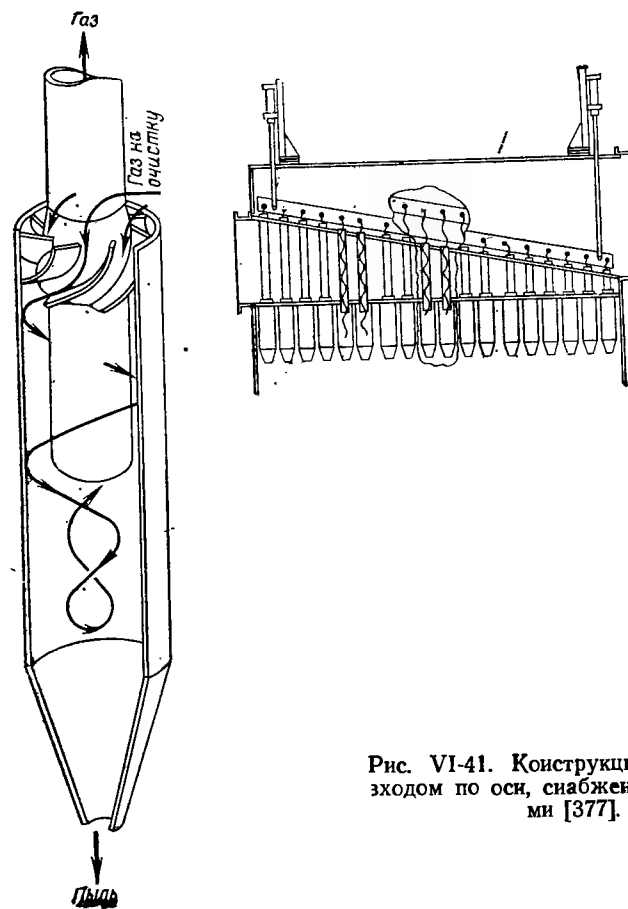


Рис. VI-41. Конструкция циклона с входом по оси, снабженного скребками [377].

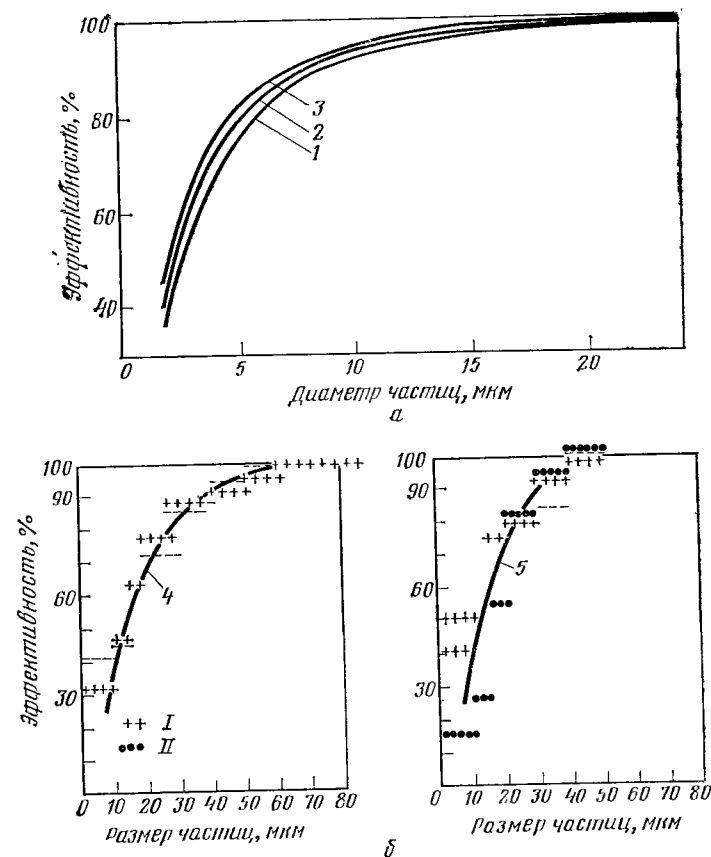


Рис. VI-42. Фракционная эффективность мультициклонов:

а — с циклонами типа рис. VI-39 для экспериментальной пыли плотностью 2000–2200 кг/м³ при 150 °С; *б* — с циклонами типа рис. VI-41 для ТЭЦ, работающих на угле с высоким содержанием пыли [330]. 1 — $\Delta P = 372$ Па; 2 — 620 Па; 3 — 860 Па; 4 — при нормальной нагрузке; 5 — при максимальной нагрузке; I — зола и угольная мелочь; II — угольная пыль и бурый уголь.

рез которую жидкость стекает в отстойник. На крышке циклона предусмотрена «юбка» I, предотвращающая сползание жидкости в выходную трубу: жидкость сдувается с юбки и отбрасывается к стенке. Классический циклон с юбкой для предотвращения сползания жидкости показан на рис. VI-43, *б*.

Другая конструкция, используемая для разделения пара и капель жидкости в котельном барабане, тоже имеет спиральный вход для смеси пар — капли воды, параллельные стенки и наклонные лопатки на периферии для воды, а также гофрированные пластины на выходе пара для предотвращения захвата воды (рис. VI-43, *а*). Другое решение проблемы циклонного улавливания капель исполь-

зовано в циклонном орошаемом скруббере (рис. IX-7), где продвижение жидкости вверх замедляется тем, что вход газа и жидкости расположен в нижней части циклона.

10. ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНО РАСПОЛОЖЕННЫЕ ЦИКЛОНЫ (СЕРИИ)

Когда циклоны работают только как концентраторы пыли, пыль, сконцентрированная в гораздо меньшем объеме газа (около 10% первоначального объема) должна поступать во вторичный пылесборник. Естественно, эффективность системы зависит от эффективности первого пылеуловителя и не может превысить ее.

Если газ, выходящий из второго коллектора, смешивается с газовым потоком, входящим в первый коллектор, то общая эффективность системы должна быть равна эффективности первого

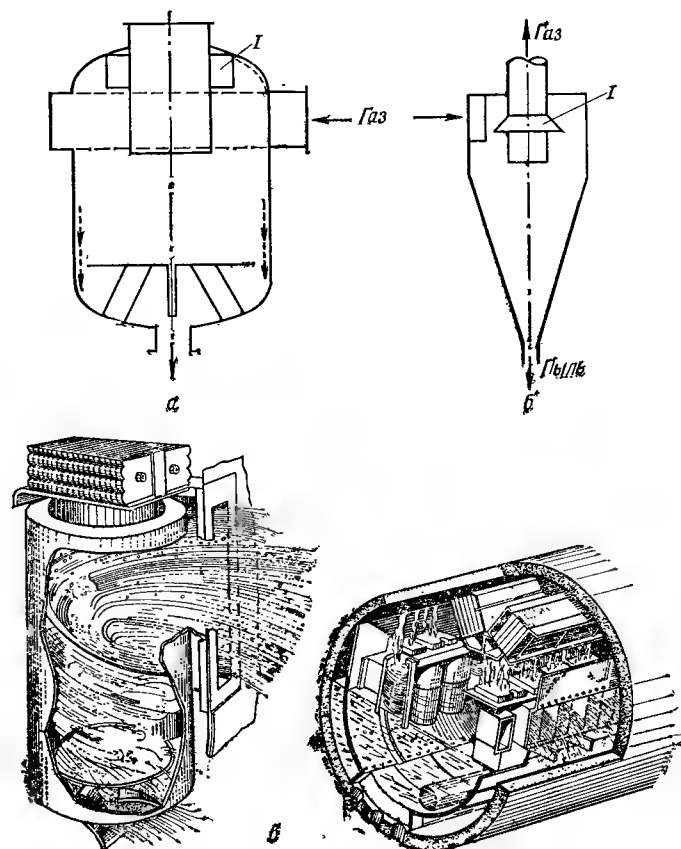


Рис. VI-43. Циклоны для улавливания капель:

а — цилиндрическая модель с отражателем над сливом (I — юбка для предотвращения ползучести жидкости) [518]; *б* — обычный циклон с тангенциальным входом и юбкой I [803]; *в* — туманоуловитель, помещенный в котельный барабан [45].

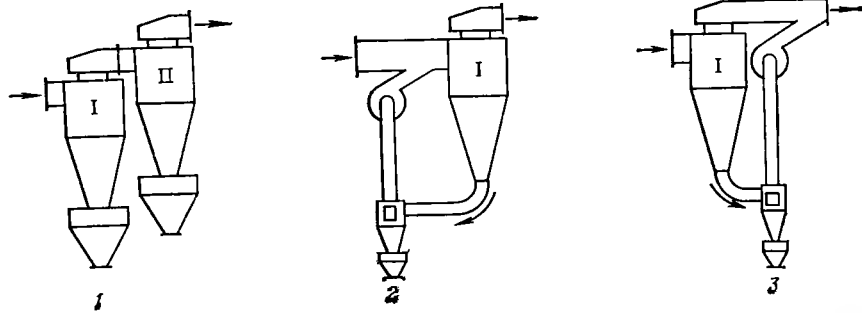


Рис. VI-44. Варианты последовательного соединения циклонов [458].

коллектора. С другой стороны, если выходящий из второго коллектора газ поступает в поток газа, очищенного в первом коллекторе, то общая эффективность такой комбинированной установки будет ниже эффективности первого коллектора.

Чтобы обобщить это положение, Ван-дер-Колк [458] рассмотрел общую эффективность двух циклонов в трех возможных комбинациях (рис. VI-44):

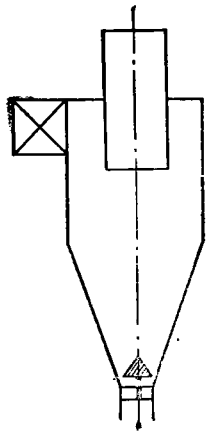
- 1) второй циклон работает на выходе очищенного газа из первого циклона;
- 2) второй циклон работает на выходе сконцентрированной пыли из первого циклона у вершины конуса, и очищенный воздух подается на вход первого циклона;
- 3) второй циклон работает, как и во втором случае, но очищенный воздух подступает в поток очищенного в первом циклоне воздуха.

В первом сочетании эффект второго циклона крайне незначителен, поскольку в нем должны улавливаться гораздо более мелкие частицы, чем в первом циклоне. Необходимо подчеркнуть, что потеря напора в этом случае в два раза больше, чем в одном циклоне, а энергозатраты такой системы можно оправдать только в том случае, если совершенно необходима степень очистки, достигаемая таким образом.

Если последовательно используются два малоэффективных циклона, результат будет не лучше, чем при использовании одного высокоэффективного циклона, который выполняет те же функции с гораздо меньшей потерей напора, поэтому такое сочетание не экономично. Ван-Эббенхорт Тенгберген [231] подчеркивает, что хотя система 1, показанная на рис. VI-43, может привести к снижению количества пыли в отходящем газе в два раза, одновременно удваивается ее стоимость и эксплуатационные расходы. Он также рекомендует использование одного высокоэффективного циклона для достижения такого же результата.

Экспериментально было найдено [230], что критическим фактором в работе циклона является давление в пылесборнике. Если допустить подсос воздуха в пылесборник, эффективность уменьша-

Рис. VI-45. Циклон с регулируемой конической пробкой в конусе циклона для предотвращения образования вихрей в пылесборнике.



ется, тогда как отбор воздуха из пылесборника улучшает эффективность. Постоянное удаление пыли из вершины конуса и пылесборника к второму коллектору (комбинации 2 и 3) будет точно так же способствовать улучшению эффективности, поскольку газовая спираль из ядра циклона доходит до пылесборника, перемешивает осевшую пыль и захватывает мелкие частицы. Это и было использовано во влажных циклонах для ускорения осаждения [432]. В газовых циклонах часто в центр отверстия пылесборника помещают небольшой диск для предотвращения уноса частиц (рис. VI-45).

Второй циклон в системах 2 и 3 (см. рис. VI-44) представляет собой очень маленькую установку по сравнению с первым циклоном, и его эксплуатационные качества могут быть улучшены благодаря высокой концентрации пыли. Система 2 обладает значительно большей эффективностью, чем единственный циклон в связи с постоянным отсосом газа и удалением частиц, хотя возможность некоторой рециркуляции мелких частиц и существует. Даже когда (система 3) отходящие газы из второго циклона не поступают в поток очищенного в первом циклоне газа, общий результат очистки будет лучше. В обоих этих сочетаниях (2 и 3) перепад давления будет лишь не намного больше, чем в одном циклоне.

Предлагают и другие системы в сочетании с циклонами. Один из путей улучшения рабочих характеристик циклона состоит в создании электростатического поля, которое будет способствовать дрейфу частиц к стенкам. Однако расчеты показали [822], что эффект составляет около 2% при использовании стандартного небольшого заземленного циклона, работающего при напряжении на коронирующем электроде 60 кВ и в нормальных операционных условиях (когда в циклон входят заряженные частицы). Эксперименты, проведенные в таких системах, не привели к каким-либо существенным улучшениям эксплуатационных качеств циклона [639].

АЭРОДИНАМИЧЕСКИЙ ЗАХВАТ ЧАСТИЦ

Улавливание частиц волокнистыми фильтрами и в жидкостных скрубберах основано на том, что газовый поток, проходящий через фильтр или скруббер, подносит частицы вплотную к улавливающему материалу, при этом улавливание осуществляется с помощью механизма близкого взаимодействия. В каждом частном случае относительная роль механизма близкого взаимодействия меняется в зависимости от относительных размеров и скорости частиц, от типа улавливающего материала, а также от присутствия электростатических, гравитационных или термических сил (как притягивающих, так и отталкивающих).

К основным видам близкого взаимодействия относятся: инерционное соударение, перехват и диффузия. Для каждого механизма были разработаны математические модели, обычные решения находят численными методами. Однако пока еще не разработана исчерпывающая математическая база, описывающая сочетание двух или более видов близкого взаимодействия, лишь для некоторых частных случаев найдены числовые решения. К счастью, в большинстве случаев доминирует один механизм, что позволяет сделать упрощающие допущения. Так, например, для частиц, измеряемых микрометрами, и более крупных основную роль играет инерционное соударение и перехват, тогда как диффузия имеет гораздо большее значение в случае субмикронных частиц.

Электростатические, термические и гравитационные силы значительно изменяют эффективность фильтров и скрубберов в специфических условиях. Так, когда разбрызгивающие сопла в скруббере изолированы от камеры и находятся под напряжением 5 кВ, можно предположить значительное увеличение эффективности улавливания [463], хотя найдено, что небольшой заряд, приобретаемый частицами в процессе обычного распыления, практически не влияет на эффективность [404].

При нормальных условиях роль термических сил в процессах фильтрации или мокрого пылеулавливания можно пренебречь, поскольку для того, чтобы они были эффективны, необходима очень большая разница температур между частицами и улавливающим материалом. На практике, в связи с небольшими размерами улав-

ливающих волокон или капель, их теплоемкость невелика, и они быстро принимают температуру газового потока и частиц, проходящих через фильтр или скруббер. Вследствие того, что разница температур существует очень короткий промежуток времени, обычно действие термических сил не учитывается, и оно не будет рассматриваться в этой главе.

Следует различать две области применения фильтров. В одной из них относительно чистый газ, например, атмосферный воздух, фильтруют для получения кондиционированного воздуха, тогда как другие фильтры служат для очистки промышленных газов с высоким содержанием пыли. Улавливание частиц в первом случае и на первой стадии второго случая редко происходит в результате ситового эффекта, поскольку размер частиц намного меньше расстояния между волокнами фильтра. Более того, частицы, улавливаемые в промежутках между волокнами, быстро забивают фильтр, что приводит к резкому снижению напора. Фильтры в кондиционерах воздуха должны заменять в тех случаях, когда частицы пыли проходят через них, а напор снижается более некоторой (небольшой) величины; они не очищаются *in situ*.

С другой стороны, на фильтрах для очистки промышленных газов после улавливания некоторого количества пыли образуется плотная лепешка, которая должна удаляться довольно часто. Влияние образования лепешки на перепад давлений и хронометрирование циклов очистки промышленных фильтров будет рассмотрено в следующем разделе.

В этой главе будут рассмотрены три основных механизма аэродинамического захвата: инерционное столкновение, перехват и диффузия отдельно, а затем в сочетании друг с другом. Будет также детально обсуждено влияние температуры, внешних сил (гравитационных и электростатических), а также работа серии уловителей.

1. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТЕЙ ПОТОКА, ОБТЕКАЮЩЕГО ЦИЛИНДР

Когда движущийся газовый поток приближается к бесконечно длинному цилиндру, расположенному перпендикулярно направлению движения газового потока, или к сфере линии потока растекаются вокруг тела. Конфигурация линий зависит от скорости потока. При высоких скоростях расхождение линий тока начинается резко, непосредственно перед телом, тогда как при низких скоростях расхождение линий тока начинается на значительном расстоянии перед препятствием.

Число Рейнольдса может быть определено как функция размеров улавливающего материала и относительной скорости потока:

$$Re_c = \frac{v_0 \rho D}{\mu} \quad (VII.1)$$

где v_0 — невозмущенная скорость набегающего потока; D — диаметр улавливающего тела; ρ — плотность среды; μ — вязкость среды.

При числах Рейнольдса порядка 0,2 отмечается возмущение на расстоянии $1000D$ от препятствия, равное 3%, тогда как при $Re=2000$ практически нет возмущения потока на расстоянии даже $2D$ перед препятствием [211].

При больших числах Рейнольдса поток, набегающий на горизонтальный цилиндр, может быть описан с помощью уравнений для течения двумерной несжимаемой среды без трения. Численные уравнения для такой системы, а также их модификации, учитывающие пограничные слои, детально описаны в работах [529, 643], и здесь они будут только вкратце обобщены.

Функция потока для потенциального течения Φ задается выражением:

$$\Phi = v_0 r \sin \theta (1 - R^2/r^2) \quad (\text{VII.2})$$

где r и θ — полярные координаты; R — радиус волокна.

Компоненты скорости v_r и v_θ можно определить из функции тока

$$v_r = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial \Phi}{\partial \theta} \quad v_\theta = -\frac{\partial \Phi}{\partial r} \quad (\text{VII.3})$$

Вследствие разделения потока и влияния спутных струй эти уравнения неприменимы для описания течения за цилиндром.

Для чисел Рейнольдса $Re \ll 1$ применяют приближение Озика для уравнения Навье — Стокса, приведенное Ламбом. Функция потока Φ в области ламинарного течения записывается в виде

$$\Phi = \frac{Rv_0 \sin \theta}{2(2 - \ln Re_c)} \left[\frac{R}{r} - \frac{r}{R} + \frac{2r}{R} \ln \frac{r}{R} \right] \quad (\text{VII.4})$$

Это уравнение справедливо только для обтекания цилиндрической поверхности.

Как было отмечено ранее, в противоположность системам с безвихревым течением при малых числах Рейнольдса линии потока начинают отклоняться на значительно больших расстояниях перед цилиндром и более плавно расходятся по сторонам. Более сложное соотношение для малых чисел Кнудсена для данного цилиндра (т. е. отношение длины свободного пробега молекул газа к диаметру цилиндра) $\lambda/D < 0,25$ было выведено Натансоном [596]. Это соотношение переходит в уравнение (VII.4) при $\lambda/D \rightarrow 0$; для переходной области поле скоростей было исследовано Величко и Радушкевичем [886]. Приближенные уравнения описывающие обтекание цилиндра, были эмпирически выведены Селлом [750] и методом последовательных приближений Томом [855] и Дэви [206].

Реальные фильтры состоят из волокон, которые могут быть рассмотрены как система цилиндров, расположенных случайным образом, математическое описание такого сложного поля скоростей чрезвычайно затруднено. Для высокопористых фильтров эта задача была успешно решена независимо Кувабарой [470] и Хаппелем [336], которые получили принципиально одинаковые уравне-

ния, отличающиеся друг от друга лишь числовой постоянной c . В этом случае функция тока Φ записывается в виде уравнения

$$\Phi = \frac{Rv_0 \sin \theta}{2 \left[-\frac{1}{2} \ln(1 - \epsilon) - c \right]} \left[\frac{R}{r} - \frac{r}{R} + 2 \frac{r}{R} \ln \frac{r}{R} \right] \quad (\text{VII.5})$$

где ϵ — пористость; $(1 - \epsilon)$ — относительный объем волокон.

Постоянная $c=0,75$ в уравнении Кувабары и $c=0,5$, согласно Хаппелю. Следует отметить, что уравнение (VII.5) не представляет функцию потока позади цилиндра, что и выражено через Re_c , и более того, оно справедливо только при условиях высокой пористости фильтров и непосредственно вблизи волокон [т. е. $(r-R)/(R \ll 1)$].

Кирш и Фукс [441, 442], изучая распределение потока и перепада давлений, нашли, что при числах Рейнольдса до 0,1 и относительном объеме пор от 0,0034 до 0,27 соотношение Кувабары (т. е. $c=0,75$) более удовлетворительно. Таким образом, соотношение Кувабары — Хаппеля справедливо в общем случае, когда поток неразрывен и нет эффекта «проскальзывания» по волокнам, что справедливо для волокон диаметром более 5 мкм.

Для более тонких уловителей с числами Кнудсена менее 0,25 Пич [642, 643] изменил уравнение Кувабары — Хаппеля для случая проскальзывания газа по поверхности цилиндра. Разрывность скоростей, существующая в слое, непосредственно примыкающем к поверхности, должна уменьшать сопротивление среды; если действующие тангенциальные силы пропорциональны этому разрыву скоростей, то вводится коэффициент пропорциональности, называемый в данном случае коэффициентом внешнего (контактного) трения (Фукс [285]), μ_e и коэффициент проскальзывания ξ , равный μ/μ_e (где μ — нормальная вязкость). Если μ_e очень велико, то тела подчиняются закону сопротивления Стокса. Видоизмененное уравнение записывается в виде

$$\Phi = \frac{Rv_0 \sin \theta}{2 \frac{\xi}{r} [-\ln(1 - \epsilon) - 2c + 1] - \ln(1 - \epsilon) - 2c} \left[\frac{R}{r} - \frac{r}{R} + 2 \left(1 + 2 \frac{\xi}{R} \right) \frac{r}{R} \ln \frac{r}{R} \right] \quad (\text{VII.6})$$

В случае, когда эффектом проскальзывания можно пренебречь, т. е. $\xi \rightarrow 0$ и $K_p \rightarrow 0$, уравнение (VII.6) переходит в (VII.5).

2. ИНЕРЦИОННОЕ СТОЛКНОВЕНИЕ

Если в газовый поток, протекающий через пылеуловитель, введен аэрозоль, частицы аэрозоля будут следовать по линиям газового потока до тех пор, пока они не начнут отклоняться вблизи улавливающего материала. Благодаря своей массе частицы обладают достаточным моментом инерции для того, чтобы двигаться

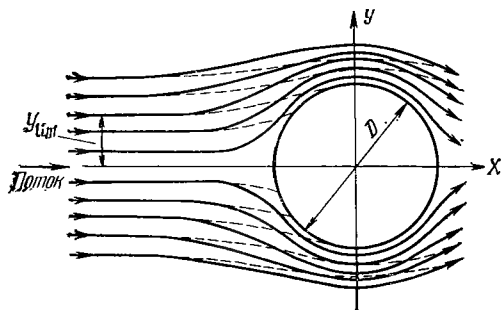


Рис. VII-1. Схема обтекания цилиндра (сплошные линии — поток газа; прерывистые линии — траектория частиц, улавливаемых при инерционном столкновении).

прямолинейно по направлению к улавливающему материалу, прорываясь через линии тока (рис. VII-1). Внешние силы, например, сила тяжести, будут способствовать этому эффекту.

В векторном обозначении движение частицы описывается уравнением

$$m \frac{d\vec{u}}{dt} = \vec{F}_e - F \quad (\text{VII.7})$$

где $\vec{u}$ — скорость частицы; $\vec{F}_e$ — сопротивление среды [глава VI, уравнение (VI.35)]; F — векторная сумма внешних сил.

Если рассматривается сопротивление среды в области ламинарного течения, то для определения силы $\vec{F}$ может быть использован закон Стокса с учетом поправочного коэффициента Каннингема C :

$$\vec{F} = \frac{3\pi\mu d}{C} (\vec{u} - \vec{v}) \quad (\text{VII.8})$$

где $\vec{u} - \vec{v}$ — скорость частицы по отношению к среде.

Пренебрегая внешними силами $\vec{F}_e$ и предполагая, что частица имеет сферическую форму, уравнение (VII.8) может иметь вид

$$\frac{C(\rho_4) d^2}{18\mu} \cdot \frac{d\vec{u}}{dt} = -(\vec{u} - \vec{v}) \quad (\text{VII.9})$$

Разумнее переписать это уравнение в безразмерной форме, выражая расстояния вдоль набегающего потока и по поперечному сечению потока (x, y) через диаметр улавливающего материала D

$$x^* = 2x/D \quad y^* = 2y/D$$

а скорости через исходную скорость v_0

$$x_x^* = v_x/v_0 \quad v_y^* = v_y/v_0$$

и время через диаметр улавливающего материала и исходную скорость

$$t^* = 2v_0 t/D$$

При этом коэффициент закона Стокса тоже может быть записан через эти величины как *параметр инерционного столкновения*, который иногда называют *числом Стокса* (при его умножении на 2)

$$\psi = \frac{C\rho_4 d^2 v_0}{18\mu d} \quad (\text{VII.10})$$

Тогда в прямоугольной системе координат $0x^*$ и $0y^*$ уравнение (VII.9) записывается как

$$2\psi \frac{d^2 x^*}{dt^{*2}} + \frac{dx^*}{dt^*} - v_x = 0 \quad (\text{VII.11a})$$

и

$$2\psi \frac{d^2 y^*}{dt^{*2}} + \frac{dy^*}{dt^*} - v_y = 0 \quad (\text{VII.11b})$$

Вне области действия закона Стокса, когда коэффициент лобового сопротивления C не задается величиной $24/\text{Re}$ [где $\text{Re} = d\rho(\vec{u} - \vec{v})/\mu$], эти уравнения должны быть переписаны с учетом коэффициента лобового сопротивления:

$$\frac{48\psi}{C_D \text{Re}} \cdot \frac{d^2 x^*}{dt^{*2}} + \frac{dx^*}{dt^*} - v_x = 0 \quad (\text{VII.12a})$$

и

$$\frac{48\psi}{C_D \text{Re}} \cdot \frac{d^2 y^*}{dt^{*2}} + \frac{dy^*}{dt^*} - v_y = 0 \quad (\text{VII.12b})$$

В физическом смысле параметр инерционного столкновения ψ представляет тормозной путь частицы с начальной скоростью $2v_0/D$ в покоящейся среде при условии, что сопротивление среды лежит в вязкой области. Многие исследователи, особенно немецкие исследователи считают, что тормозный путь можно выразить, как коэффициент инерционного столкновения, умноженный на D (т. е. $C\rho_4 v_0 d^2/18\mu$) [Бремлитрекс].

Эффективность захвата при инерционном столкновении можно определить как долю частиц, равномерно распределенных в газовом потоке, которая может улавливаться стержнем или сферой из газового потока, площадь поперечного сечения которого равна лобовой площади улавливающего материала. Поэтому для нахождения эффективности необходимо определить траекторию частицы в этой части газового потока и, в частности траекторию частицы, которая будет строго касаться поверхности коллектора. В случае двухмерного течения необходимо знать расстояние от координаты x при $x = -\infty$, на котором частица, начинающая движение, коснется поверхности коллектора; т. е. эффективность улавливания при инерционном столкновении можно записать в виде

$$\eta_l = \frac{y_{\text{lim}}}{D/2} = y_{\text{lim}}^* \quad (\text{VII.13a})$$

Можно показать, что эта предельная траектория является функцией только Re_c и φ .

Поскольку уравнения (VII.11) или (VII.12) не могут быть решены непосредственно, предельная траектория была найдена методами числовых расчетов с использованием последовательных операций. Различные полученные решения были тщательно рассмотрены в обзорах [362, 950], поэтому ниже они будут рассмотрены лишь в общих чертах.

Первое значительное исследование инерционного столкновения было предпринято В. Селлом [750], который экспериментально определил распределение скоростей, изучая линии тока в воде, движущейся вокруг тел различной формы (сфера, цилиндр и плоская пластина) диаметром каждое 100 мм. Используя экспериментальные линии тока, Селл рассчитал траектории частиц при условии, что частицы обладали массой, но были безразмерными, определяя их ускорение. Селл нашел, что эффективность улавливания может быть охарактеризована безразмерным выражением $m v_0^2 / FD$, идентичным параметру инерционного столкновения.

Используя уравнения потенциального потока для идеальной жидкости Альбрехт [6] рассчитал траекторию частицы, которая строго коснется поверхности улавливающего тела. Лэнгмюр и Блоджет [490] и Бозанке [101] также использовали теорию потенциального потока для определения траекторий частиц. Можно показать, что безразмерное выражение, выведенное Бозанке, является обратной величиной параметра инерционного столкновения. По теории потенциального течения максимальная скорость потока на поверхности улавливающего материала в два раза больше, чем скорость набегающего потока v_0 , тогда как на самом деле наличие пограничного слоя приводит к тому, что скорость на поверхности равна нулю. Различия в рассчитанных отдельными авторами траекториях объясняются различиями в выборе начальных точек для расчетов и числе последовательных операций. Так Альбрехт [6] начинает расчеты при $x = -3$, тогда как Лэнгмюр и Блоджет [490] начинают при $x = -4$ и используют дифференциальный анализатор для расчета большего числа шагов.

Измеренные эффективности инерционного столкновения, полученные Лэндалом и Херрманом [483] для капель на цилиндрах, не совпадают со значениями, предсказанными Селлом, поэтому кривая эффективности была построена, исходя из рассчитанных и экспериментально подтвержденных скоростей при значениях $Re = 10$, полученных Томом [855]. Результаты измерений могут быть выражены эмпирическим соотношением [643]:

$$\eta_I = \frac{\psi^3}{\psi^3 + 0,77\psi^2 + 0,22} \quad (\text{VII.136})$$

Дэви [207] основывал расчеты эффективностей для больших значений $Re > 1000$ на скоростях, полученных Селлом [703], Аль-

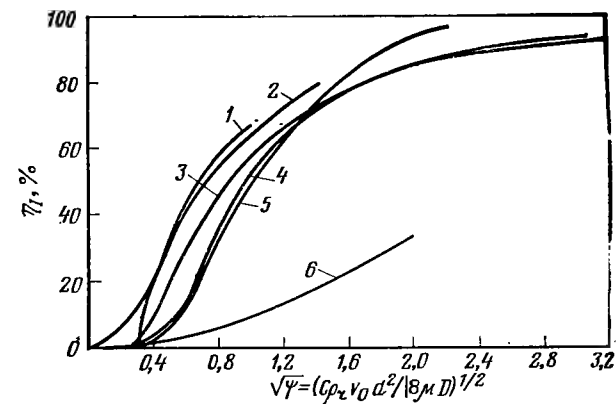
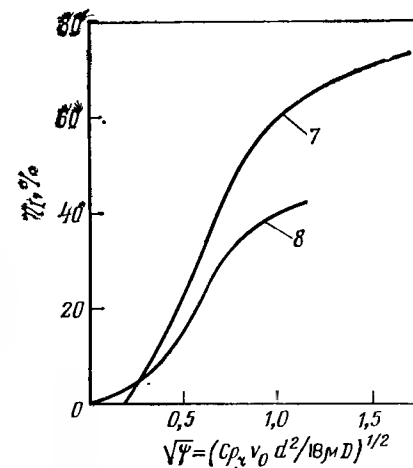


Рис. VII-2. Эффективность инерционного столкновения η_I сфер или цилиндров [672]:



1 — по теории Селла, основанной на экспериментальных линиях тока (высокое Re_c); 2 — по теории Альбрехта, основанной на потенциальном течении (высокое Re_c); 3 — по теории Лэнгмюра и Блоджета, основанной на потенциальном течении (высокое Re_c); 4 — по теории Лэндала и Херрманна, основанной на линиях тока, рассчитанных Томом ($Re_c = 10$); 5 — по теории Дэви, основанной на ламинарном течении ($Re_c = 0,2$); 6 — экспериментальная кривая ($13 < Re_c < 330$); по Вонгу и Джонстону; 7 — по теории Лэнгмюра и Блоджета [190] для сфер; 8 — по теории Селла [750] для сфер.

брехтом [6] и Глауэртом [304], для $Re_c = 10$ — на скоростях Тома [855], тогда как для значений Re_c около 0,2, более применимых к потоку, прошедшему через волокна в фильтрах, он использовал свои собственные соотношения для области ламинарного течения [206].

Эффективность улавливания капель была также рассчитана Персеем и Хиллом [627] и другими авторами [200, 263, 371, 372, 629, 645, 905].

Альбрехт [6] и последующие исследования показали, что с помощью расчетов можно предсказать такое значение параметра инерционного столкновения $\psi_{кр}$, ниже которого эффективность улавливания путем инерционного столкновения равна нулю. Для цилиндров Альбрехт дает значение $\psi_{кр} = 0,09$ без учета вязкого пограничного слоя. С учетом этого слоя Лэнгмюр [489] получил $\psi_{кр} = 0,27$. Последующие расчеты, сделанные Лэнгмюром и Блод-

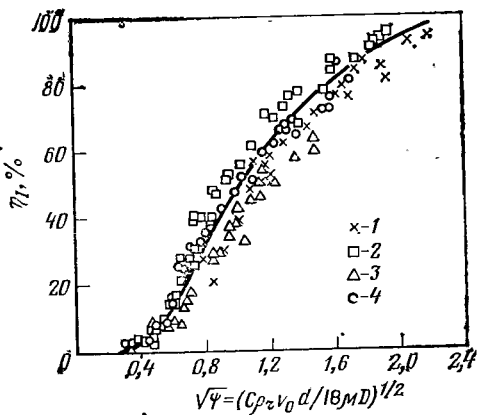


Рис. VII-3. Эффективность инерционного столкновения η_i сфер с проволокой [950]:
1 — платиновая проволока, 1 мм; 2 — платиновая проволока, 3 мм; 3 — вольфрамовая проволока, 2 мм; 4 — вольфрамовая проволока, 4 мм.

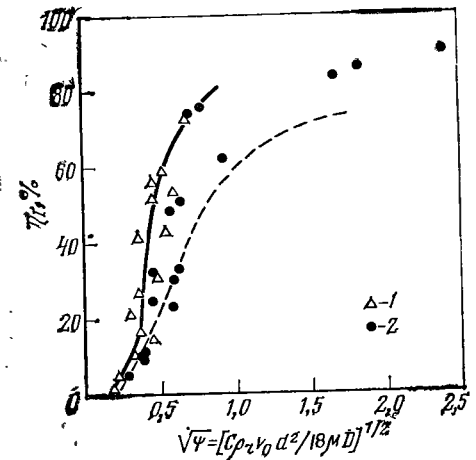
жетом [490] и Бозанке [101], привели к значению $\Psi_{кр} = 0,0625$ для цилиндров.

Однако Дэви и Питц подчеркивают, что значения $\Psi_{кр}$, ниже которого столкновение невозможно, имеет смысл только при ус-

ловии, что размеры частиц пренебрежимо малы по сравнению с размерами цилиндра. Если частица имеет конечную величину, то столкновение произойдет тогда, когда центр частицы будет находиться на расстоянии один радиус выше точки застоя. Поэтому пока диаметр частицы имеет конечную величину, скорость столкновения тоже имеет конечную величину, как бы ни было мало значение Ψ .

Эти же исследователи подчеркивают, что полученные ими эффективности улавливания совпадают со значениями, полученными Лэнгмюром и Блоджетом [490], тогда как Селл, Альбрехт и Глауэрт предсказывают повышенную эффективность для широкого диапазона значений Ψ , поскольку начальная точка для расчета, выбранная ими, слишком близка к цилиндру и не учитывается начальная скорость.

Кривые эффективности инерционного столкновения η_i для цилиндров и сфер, где по оси абсцисс отложен $\sqrt{\Psi}$, представлены на рис. VII-2.



Наиболее обширные измерения эффективности улавливания на цилиндрических поверхностях были проведены Вонгом и Джонстоном [950] (рис. VII-3). Кривая, построенная по

Рис. VII-4. Эффективность инерционного столкновения сфер со сферами:

1 — экспериментальные результаты (Ранц и Вонг [397]), 2 — экспериментальные результаты (Ярман [397]); сплошная линия — экспериментальная кривая (Ранц и Ярман); пунктирная линия — теоретическая кривая (Лэнгмюр и Блоджет).

данным Вонга и Джонстона, приведена также на рис. VII-2; она лежит близко к кривой, предсказанной Лэндалом и Херрменом [483]. Следует также отметить, что в то время как практические значения Re_c при фильтровании на волокнистых фильтрах составляют 0,2 значения Re_c , для которых была найдена эффективность инерционного улавливания, лежали в области $13 < Re_c < 330$. До тех пор, пока не будут разработаны более практические способы, определения эффективности инерционного столкновения для низких значений Re_c , вероятно, наилучшим приближением можно считать значения эффективности между кривыми Лэндала и Хермана и Лэнгмюра и Блодета.

Экспериментальные работы по улавливанию частиц сферами часто ассоциируются с улавливанием частиц дождевыми каплями или при искусственном водном орошении. Экспериментальные точки, найденные в недавних измерениях Ярмана [307], а также в ранних работах Ранца и Вонга [672], приведены на графике (рис. VII-4).

3. ПЕРЕХВАТ

В модели инерционного столкновения принято, что частицы обладают массой и, следовательно, инерцией, но не имеют размеров, исключение составляют случаи, когда рассчитывается сопротивление среды поперечному движению частиц. Для того чтобы учесть реальные размеры частиц, в механизме перехвата принимают, что частицы имеют определенные размеры, но не обладают массой, и поэтому они следуют по линиям тока газа вокруг улавливающего тела. Если линия тока, на которой находится центр частицы, приближается более, чем на $d/2$ к улавливающему телу, то частица коснется его и будет перехвачена (рис. VII-5).

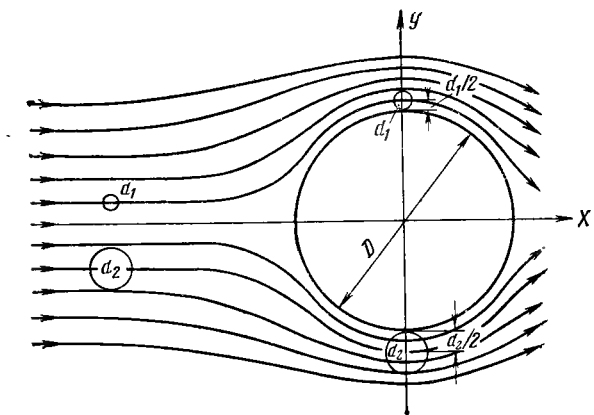


Рис. VII-5. Схема механизма улавливания путем перехвата сфер различных размеров (спектр обтекания цилиндра).

Перехват характеризуется параметром R , представляющим собой отношение диаметров частицы d и перехватывающего тела D . Если предполагается потенциальное течение, то эффективность улавливания путем перехвата η_c может быть рассчитана из соотношения [672] для цилиндрического улавливателя

$$\eta_c = 1 + R - 1/(1 + R) \quad (\text{VII.14})$$

и для сферического уловителя

$$\eta_c = (1 + R)^2 - 1/(1 + R) \quad (\text{VII.15})$$

С другой стороны, используя уравнение Лэнгмюра для вязкого течения [489], Ранц [670] получил эффективность перехвата для цилиндрической мишени:

$$\eta_c = \frac{1}{2,002 - \ln Re_c} \left[(1 + R) \ln(1 + R) - \frac{R(2 + R)}{2(1 + R)} \right] \quad (\text{VII.16})$$

Это уравнение следует использовать во всех случаях, когда это возможно, поскольку оно учитывает изменение спектра обтекания для различных скоростей потока.

Приблизительное значение эффективности перехвата может быть найдено из уравнения, предложенного Фридландером [275]:

$$\eta_c = 2Re_c^{1/2} R^2 \quad (\text{VII.17})$$

Для малых значений $R \ll 1$ Натансон [596] нашел соотношение

$$\eta_c = \frac{1}{2,002 - \ln Re_c} R^2 \quad (\text{VII.18})$$

Следует отметить, что в уравнениях (VII.14) и (VII.15) эффективность перехвата может быть больше единицы. Пич [643] рассчитал эффективность перехвата для чисел Кнудсена, лежащих в пределах $10^{-3} < Kn < 0,25$, используя видоизмененное уравнение Кувабары — Хаппеля для области, в которой происходит «проскальзывание». Он нашел, что η_c возрастает при увеличении R , $(1 - \epsilon)$ и λ средний свободный пробег молекул). Из последнего следует, что эффективность увеличивается при понижении давления.

Естественно, два механизма — инерционного столкновения и перехвата — не являются независимыми друг от друга, как предполагалось выше. Намного лучшая оценка комбинированной эффективности путем перехвата и столкновения может быть получена, когда учитываются частицы, центры которых лежат на траекториях, расположенных ближе, чем радиусы частиц, к улавливающему телу. Это, однако, требует постадийного расчета траекторий частицы для различных значений R и Re_c . Дэви [207] выполнил эти расчеты для $Re_c = 0,2$ — типичного значения Re_c для воло-

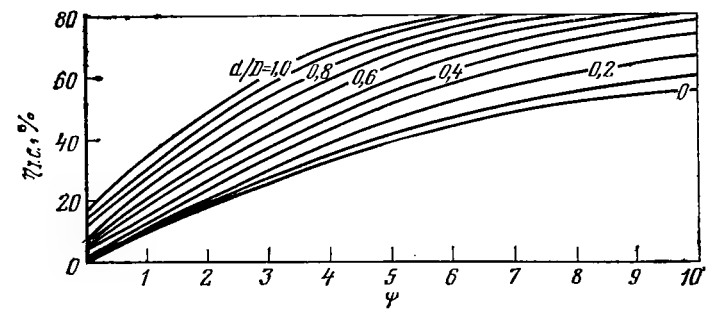


Рис. VII-6. Эффективность улавливания при комбинировании инерционного столкновения и перехвата для $Re_c = 0,2$ [207].

нистых фильтров. Кривые представлены на рис. VII-6, для них подобрано уравнение комбинированной эффективности улавливания:

$$\eta_{ic} = 0,16 [R + (0,50 + 0,8R) \psi - 0,1052\psi^2] \quad (\text{VII.19})$$

Для других значений Re_c не найдены соответствующие уравнения, поэтому следует пользоваться приближенными значениями комбинированной эффективности. В качестве первого приближения (особенно при невысокой отдельной эффективности столкновения и перехвата) можно использовать сумму обеих эффективностей. Однако, поскольку частица, захваченная в соответствии с одним из механизмов, не может быть вновь перехвачена, лучшим приближением, учитывающим этот факт, является

$$\eta_{ic} = 1 - (1 - \eta_c)(1 - \eta_l) \quad (\text{VII.20})$$

4. ДИФФУЗИЯ

Очень маленькие частицы, размеры которых лежат в субмикронной области, редко могут быть уловлены путем инерционного столкновения или перехвата, поскольку они не только следуют по линиям тока, обтекающим улавливающее тело, но и беспорядочно пересекают их. Это неупорядоченное, зигзагообразное движение маленьких частиц, обусловленное их постоянными, хаотическими столкновениями с молекулами газа, называется броуновским движением. В покоящемся газе маленькие частицы движутся свободно и распределяются по всему объему газа. Если в газ поместить какой-нибудь предмет, некоторые частицы будут оседать на нем, таким образом удаляясь из газовой среды. В движущемся газе время, в течение которого может происходить такой диффузионный процесс удаления частиц, ограничено, т. е. оно определяется периодом, пока линии тока газа, из которых происходит диффузия частиц, находятся достаточно близко от улавливающего тела.

Оценка количества частиц, удаленных из газа за время, пока газовый поток проходит через пылеуловитель, может производиться

Коэффициенты диффузии частиц и числа Шмидта [670]
(воздух при 20 °С и давлении 100 кПа)

Диаметр частиц, мкм	Коэффициент диффузии, м ² /с		Число Шмидта	
	ур-ние (VII.23)	ур-ние (VII.25)	ур-ние (VII.23)	ур-ние (VII.25)
10	$2,4 \cdot 10^{-12}$	—	$6,4 \cdot 10^6$	—
1	$2,7 \cdot 10^{-11}$	—	$5,6 \cdot 10^5$	—
0,1	$6,1 \cdot 10^{-10}$	$7,8 \cdot 10^{-10}$	$2,5 \cdot 10^4$	$1,9 \cdot 10^4$
0,01	$4,0 \cdot 10^{-8}$	$7,8 \cdot 10^{-8}$	$3,8 \cdot 10^2$	$1,9 \cdot 10^2$
0,001	$3,8 \cdot 10^{-6}$	$7,8 \cdot 10^{-6}$	4,0	1,9

Число молекул газа в единице объема зависит от давления газа, т. е. $N = P/kT$ для обычного давления, когда соблюдаются законы идеальных газов. Заменяя N и $\bar{u}$ в уравнении (VII.24) их значениями для коэффициента диффузии, получаем

$$D_d = \frac{4kT}{3\pi d^2 P} \left(\frac{8RT}{\pi M} \right)^{1/2} \quad (\text{VII.25})$$

Некоторые коэффициенты диффузии, рассчитанные как из уравнения (VII.23), так и из (VII.25), приведены в табл. VII.1.

Если давление выражено в Па, коэффициент диффузии измеряют в м²/с. Число Шмидта Sc является безразмерной величиной, включающей коэффициент диффузии:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_d} = \frac{\nu}{D_d} \quad (\text{VII.26})$$

где $\nu = \mu/\rho$ — кинематическая вязкость.

Числа Шмидта, соответствующие коэффициентам диффузии частиц, также приведены в табл. VII-1.

Другой безразмерной величиной, используемой в таких вычислениях, является число Пекле (Pe), которое представляет собой меру переноса за счет конвекции по сравнению с переносом за счет молекулярной диффузии. Для системы, в которой газовый поток со скоростью v движется мимо тела диаметром D , число Pe записывается в виде

$$Pe = Re_c Sc = \frac{v \rho D}{\mu} \cdot \frac{\mu}{\rho D} = \frac{v D}{D_d} \quad (\text{VII.27})$$

Биллингс [78] указывает, что решения, предложенные для определения эффективности улавливания путем диффузии, можно приближенно записать в виде

$$\eta_D \sim Re^{-n}$$

где $1/2 \leq n \leq 1$, тогда как общепринято, что правильное теоретическое значение, вероятно, получают при $n = 2/3$. Решения зависят

ся одним из методов. По методу, введенному Лэнгмюром [489], рассчитывают среднее расстояние, пройденное диффундирующей частицей за это время, и эффективность улавливания определяется путем сравнения объема газа, очищенного диффузией, с общим объемом газа, прошедшего через пылеуловитель. По другому методу эффективность улавливания определяют на основе теории массопереноса, рассчитывая скорость диффузии через пограничный слой за период времени, пока газ, из которого происходит диффузия частиц к поверхности, находится достаточно близко от нее.

В первом методе Лэнгмюр рассчитал, используя теорию «случайных блужданий», что слой покоящегося газа, очищенный от частиц, диффундирующих к поверхности, может быть найден из уравнения

$$x = (4D_d t / \pi)^{1/2} \quad (\text{VII.21})$$

где D — коэффициент диффузии частиц.

Коэффициент диффузии частиц может быть найден двумя путями. Один из них, предложенный Эйнштейном, применим для частиц, размеры которых равны или превышают среднюю длину свободного пробега молекул газа. Другой, введенный Лэнгмюром, применим для частиц размером меньше длины свободного пробега. Эйнштейн, рассматривая осмотические силы, установил, что коэффициент диффузии может быть найден из соотношения

$$D_d = kT/F' \quad (\text{VII.22})$$

где k — константа Больцмана; T — абсолютная температура; F' — сопротивление среды, равное трем.

Для размеров частиц такого порядка, которые могут удаляться из газового потока путем диффузии, сопротивление среды может быть выражено законом Стокса с поправкой на «проскальзывание» (поправочный коэффициент Каннингхема C), тогда уравнение (VII.22) записывается в виде

$$D_d = \frac{CkT}{3\pi\eta d} \quad (\text{VII.23})$$

Лэнгмюр [489] использовал теорию диффузии Стефана — Максвелла, в которой предполагалось, что частицы не влияют на молекулы газа. Это ограничивает область применения коэффициента диффузии, рассчитанного по этой теории, до частиц таких размеров, которые намного меньше среднего свободного пробега молекул газа, но значительно больше размеров самих газовых молекул. Лэнгмюр нашел, что коэффициент диффузии может быть определен из соотношения

$$D_d = \frac{\bar{u}}{3N(\pi d^2/4)} \quad (\text{VII.24})$$

где N — число молекул газа в единице объема; $\bar{u}$ — средняя скорость молекул [уравнение (III.3)].

Числа Пекле и эффективность диффузионного улавливания для волокон диаметром 1 мкм при скорости потока 0,1 м/с (воздух при 20 °C и 100 кПа)

Размер частиц, мкм	Число Пекле Re	Эффективность* η_D			1/Pe	π/Pe
		по ур-нию (VII.32)	по ур-нию (VII.35)	по ур-нию (VII.41)		
10	4,2·10 ⁴	8,8·10 ⁻⁴	1,4·10 ⁻²	6,6·10 ⁻⁴	2,36·10 ⁻⁵	7,5·10 ⁻⁵
1	3,7·10 ³	4,3·10 ⁻³	4,6·10 ⁻⁴	3,5·10 ⁻³	2,68·10 ⁻⁴	8,5·10 ⁻⁴
0,1	1,63·10	3,1·10 ⁻²	0,22	3,1·10 ⁻²	6,0·10 ⁻²	1,91·10 ⁻¹
0,01	2,5	3,4·10 ⁻¹	1,8	8,2·10 ⁻¹	0,4	1,26
0,001	0,026	3,4	17	47	37,8	120

* Экспериментальная эффективность улавливания равна 0,18.

Эффективность улавливания, рассчитанная для частиц, движущихся около волокна диаметром 1 мкм в газовом потоке со скоростью 0,1 м/с, приведена в табл. VII-2.

Натансон [593] вывел следующее уравнение для ламинарного потока и чисел Пекле $Re \ll 1$:

$$\eta_D = \frac{2,92}{(2,002 - \ln Re_c)^{1/3}} Pe^{-2/3} \quad (VII.33)$$

Фукс и Стечкина [286] вывели уравнение для эффективности осаждения, основанной на соотношении Кувабары — Хаппелл

$$\eta_D = \frac{2,9}{\left[-\frac{1}{2} \ln(1 - \epsilon) - c \right]^{1/3}} Pe^{-2/3} \quad (VII.34)$$

где все обозначения те же, что и в уравнении (VII.5).

Бозанке [101] использовал подобный подход, не предполагая, что расстояние контакта равно половине периметра ($\pi D/2$) и получил уравнение для эффективности улавливания цилиндрическим телом

$$\eta_D = [8D/v_0 D]^{1/2} \quad (VII.35)$$

Эффективность улавливания, рассчитанная по уравнению (VII.35), также приведена в табл. VII-2.

Точно таким же образом [823] можно рассчитать эффективность улавливания для сферы и для одной стороны полосы шириной W , ориентированной под прямым углом к газовому потоку:

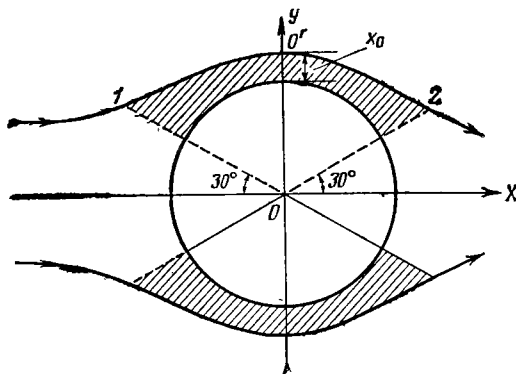
для сферы

$$\eta_D = \frac{8}{3\pi} \left[\frac{2}{Pe} \right]^{1/2} \quad (VII.36)$$

для полосы

$$\eta_D = \left[\frac{8D_D}{\pi v_0 W} \right]^{1/2} \quad (VII.37)$$

Рис. VII-7. Диффузионная область вокруг улавливающего тела [489].



также от логарифма числа Рейнольдса для цилиндра Re_c , хотя его влияние в области $10^{-4} \leq Re_c \leq 10^{-1}$ мало.

Лэнгмюр предположил, что улавливание частиц путем диффузии будет происходить из поверхностного слоя эффек-

тивной толщины x_e в течение времени t , за которое элемент потока пройдет от точки 1 до точки 2, выбранных на пересечении, образуя угол 60° с набегающим потоком и угол 60° с уходящим потоком по отношению к улавливающему цилиндрическому телу (рис. VII-7). В точке O' элемент потока находится на расстоянии x_0 от улавливающего тела. На основании поэтапного интегрирования уравнения для вязкого течения вокруг цилиндра было найдено эффективное расстояние x_e в первом приближении

$$x_e = 1,12x_0 \quad (VII.28)$$

Время, за которое элемент потока пройдет от точки 1 до точки 2

$$t = \frac{0,278D^2 (2,002 - \ln Re_c)}{v_0 x_0} \quad (VII.29)$$

Эти значения t и x_0 можно подставить в уравнение (VII.21) и после перегруппировки найти параметр диффузии Z (подобный параметру перехвата)

$$Z = \frac{x_0}{D/2} = [2,24 (2,002 - \ln Re_c) D_D/v_0 D]^{1/2} \quad (VII.30)$$

$$Z = [2,24 (2,002 - \ln Re_c)/Pe]^{1/2} \quad (VII.31)$$

Лэнгмюр указал, что более строгий подход к расчету диффузии привел бы к изменению коэффициента 2,24, но мало вероятно, что это изменение будет значительным [489]. Впоследствии Натансон предположил 593, что коэффициент 2,24 должен быть примерно в два раза больше, чем у Лэнгмюра.

Теперь эффективность улавливания путем диффузии может быть рассчитана из уравнения Лэнгмюра для эффективности улавливания путем перехвата (VII.16):

$$\eta_D = \frac{1}{2,002 - \ln Re_c} \left[(1 + Z) \ln(1 + Z) - \frac{Z(2 + Z)}{2(1 + Z)} \right] \quad (VII.32)$$

Из-за ряда чисто математических затруднений расчет эффективностей улавливания на основе соотношений массопереноса не был полностью разработан. Общее уравнение для массопереноса в неустановившемся состоянии, обычно называемое законом Фика [см. уравнение (III.1)], записывается в виде

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_{\pi} \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \quad (\text{VII.38})$$

где c — концентрация частиц; x — толщина слоя непосредственно вокруг улавливающего тела.

Если не происходит накопления частиц в этой зоне, то уравнение (VII.38) можно интегрировать и получить скорость диффузии частиц на единицу площади улавливающей поверхности:

$$\frac{dc}{dt} = D_{\pi} \frac{c_0 - 0}{x_f} \quad (\text{VII.39})$$

где x_f — толщина зоны вокруг улавливающего тела, в которой существует градиент концентраций; c_0 — концентрация частиц в объеме газа; 0 — концентрация на поверхности коллектора.

Джонстон и Робертс [405] предположили, что для расчета эффективности диффузионного улавливания в случае сферического улавливающего тела можно использовать коррелирующую функцию, аналогичную корреляции для теплопереноса

$$\eta_D = \frac{4}{\text{Pe}} (2 + 0,557 \text{Re}_c^{1/2} \text{Sc}^{8/3}) \quad (\text{VII.40})$$

Позднее Ранц [670] дал аналогичную формулу для цилиндров

$$\eta_D = \frac{\pi}{\text{Pe}} \left(\frac{1}{\pi} + 0,55 \text{Re}_c^{1/3} \text{Sc}^{1/3} \right) \quad (\text{VII.41})$$

которую используют для условий $0,1 < \text{Re} < 10^4$ и значений $\text{Sc} < 100$.

Ланд [487] предположил, что эффективность диффузионного улавливания может быть найдена из π/Pe , в то время как Дэви [207] считал, что величина, обратная числу Пекле ($1/\text{Pe}$), приведет к таким же значениям эффективности, что и соответствующие значения параметра инерционного столкновения ψ . Однако последнее предположение не позволило получить реальных оценок для улавливания путем диффузии (см. табл. VII.2).

Горен [788] ссылается на Стечкину [286, 806], предложившую следующее уравнение для улавливания путем диффузии

$$\pi_D = \frac{1}{\text{Pe}} \left[\frac{2,9}{(2 - \ln \text{Re}_c)^{1/3}} + 0,625 \right] \quad (\text{VII.42})$$

которое основано на уравнении (VII.4).

Штерн с сотр. [816] провели эксперименты по определению эффективности улавливания субмикронных частиц полистирола

на фильтре при пониженных давлениях, когда диффузия является преобладающим механизмом. Эти исследователи использовали уравнение Торресона [864]:

$$\eta_D = 0,775 \text{Pe}^{-0,6} (C_{DC} \text{Re}_c/2)^{0,4} \quad (\text{VII.43})$$

где C_{DC} — коэффициент лобового сопротивления волокна.

Величины C_{DC} и Re характерны для данного фильтра, их находят экспериментально, зная перепад давлений Δp , удельный объем волокна α и толщину фильтра h , из формулы Чена [156]:

$$C_{DC} \text{Re}_c/2 = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{\Delta p}{v_0} \cdot \frac{1 - \alpha}{\alpha} \cdot \frac{D^2}{\mu h} \quad (\text{VII.44})$$

Эффективность диффузионного улавливания на основе уравнения Лэнгмюра приблизительно в два раза ниже значений, полученных из уравнения Торнгенсона. Однако к этим результатам следует относиться с осторожностью. Например, при $\text{Re} = 36$ экспериментальное значение η_D составило 50%, тогда как по оценке Торнгенсона получили 35%, а по уравнению Лэнгмюра 18% улавливания. При приблизительной интерполяции данных Штерна для $\text{Re} = 163$ экспериментальная эффективность составит 18%, тогда как по уравнению Лэнгмюра 3% (с использованием уравнения диффузии Эйнштейна) или 6% (при использовании уравнения диффузии Лэнгмюра), по уравнению Бозанке получают 22%, а по уравнению Торресона — около 15%.

До тех пор, пока не станут доступными более расширенные экспериментальные данные и, если имеется мало информации о свойствах фильтрующей среды, можно пользоваться либо уравнением Лэнгмюра (VII.32), либо уравнением, аналогичным уравнению теплопереноса (VII.41). Если для данного фильтра можно найти данные о перепаде давлений, плотности фильтра, размерах волокон и толщине слоя, то наиболее надежная оценка может быть получена при использовании уравнения Торресона.

Лэнгмюр [489] видоизменил свои уравнения (VII.28) — (VII.32) для сочетания перехвата и диффузии. Эффективная толщина слоя, которая очищается от частиц, на самом деле на $d/2$ больше, чем x в уравнении (VII.31). Из-за других сделанных допущений эта поправка не всегда оправдана, за исключением тех случаев, когда площадь поверхности коллектора становится очень большой.

5. СОЧЕТАНИЕ ИНЕРЦИОННОГО ЗАХВАТА, ПЕРЕХВАТА И ДИФФУЗИИ

Аэродинамический захват частиц происходит не по одному отдельному механизму, а по двум и более из них совместно, и поэтому необходимо рассмотреть расчет эффективности при комбинировании механизмов захвата. Слияние перехвата с инерционным столкновением или с диффузией уже обсуждалось в предыдущих

разделах, но для практических расчетов, следует сочетать все три механизма.

В ранее сделанных попытках сочетать все механизмы перехвата общая эффективность складывалась как сумма [801], но это имеет смысл теоретически только для частицы, которая улавливается неоднократно, что является нереальным. Поэтому лучшим подходом является допущение, что частицы, которые не уловлены по одному механизму, могут быть уловлены по другому. Это приводит к следующему выражению для комбинированной эффективности улавливания

$$\eta_{ICD} = 1 - (1 - \eta_I)(1 - \eta_C)(1 - \eta_D) \quad (\text{VII.45})$$

Другой метод, предложенный Дэви [207], состоял в том, чтобы сочетать параметр инерционного столкновения ψ с параметром диффузионного улавливания $1/Pe$ и подставлять новый параметр в соответствующее уравнение, например, в (VII.19).

$$\eta_{ICD} = 0,16 [R + (0,50 + 0,8R)(\psi + 1/Pe) - 0,1052(\psi + 1/Pe)^2] \quad (\text{VII.46})$$

Более общий подход рассматривался Фридлендером [275, 279], который использовал уравнение Смолуховского. В нем скорость улавливания описывается в виде суммы члена уравнения, описывающего механизм диффузии [закон Фика, уравнение (VII.38)], и члена, описывающего инерционное столкновение. Уравнение оказалось слишком сложным для того, чтобы можно было осуществить его полное решение, но были найдены частные решения, относящиеся к случаям когда либо диффузия, либо инерционный захват преобладали в общем механизме процесса.

Диффузионный механизм. Уравнение диффузии в стационарном потоке было решено с использованием уравнения распределения скоростей, рассчитанного Лэнгмюром [489] для области вязкого течения. Это дало пропорциональную зависимость

$$\eta_D Pe \sim (B' Pe)^{1/3} \quad (\text{VII.47})$$

Здесь B' — функция числа Рейнольдса может быть записана в виде $B' Re^{1/2}$, тогда как перехват будет учтен путем умножения обеих частей пропорции на R — параметр перехвата:

$$\eta_{DC} R Pe \sim (B' Re^{1/2} Pe)^{1/3} \quad (\text{VII.48})$$

Перехват. Фридлендер показывает, что эффективность перехвата может быть найдена из уравнения

$$\eta_C = 2B'R^2 = 2B'Re^{1/2}R^2 \quad (\text{VII.49})$$

Умножая обе части на PeR , получим

$$\eta_{DC} R Pe = 2B'PeRe^{1/2}R^2 \quad (\text{VII.50})$$

Комбинированная эффективность может быть найдена путем соединения двух отдельных эффективностей и определения численного значения коэффициента пропорциональности из эксперимен-

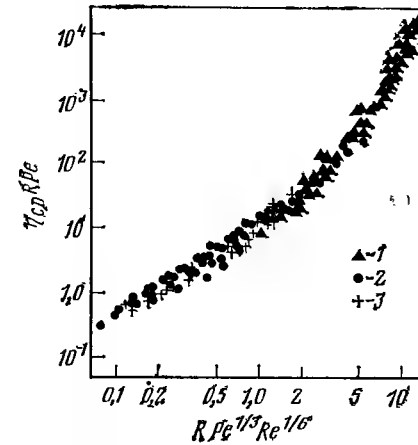


Рис. VII-8. Экспериментальная корреляция комбинированной эффективности улавливания:

1 — Вонг и Джонстон; 2 — Чек; 3 — Томас и Йодер.

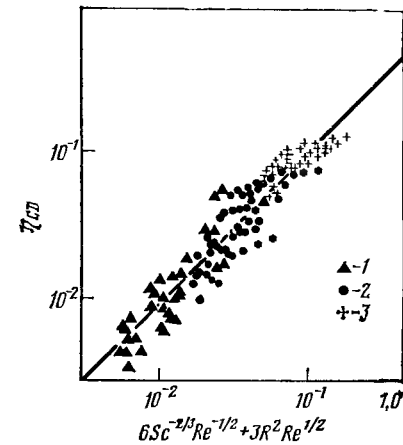


Рис. VII-9. Комбинированная эффективность улавливания по экспериментальным данным.

тальных данных. Это было найдено путем построения графика зависимости $\eta_{DC} R Pe$ от $R Pe^{1/3} Re^{1/6}$ в логарифмическом масштабе и в сочетании с данными Джонстона и Янга [950], Чена [156], и Томаса и Йодера [857] (рис. VII-8). Экспериментальные результаты в приблизительном выражении имеют вид:

$$\eta_{DC} R Pe = 6R Pe^{1/3} Re^{1/6} + 3R^3 Pe Re^{1/2} \quad (\text{VII.51})$$

В более удобной форме это комбинированное уравнение можно записать

$$\eta_{DC} = 6Sc^{-2/3} Re^{-1/2} + 3R^2 Re^{1/2} \quad (\text{VII.52})$$

Фридлендер и Пассери [275] перестроили график в соответствии с уравнением (VII.52) (рис. VII-9) и показали его блестящее соответствие известным экспериментальным данным. Позже Фридлендер [278] предположил, что одновременное улавливание путем диффузии и перехвата может быть представлено уравнением одной функции:

$$\eta_{DC} R Pe = f \left\{ R \left[\frac{Pe}{2(2 - \ln Re_c)} \right]^{1/3} \right\} \quad (\text{VII.53})$$

Для предельного значения $R \rightarrow 0$, что соответствует улавливанию частиц за счет броуновской диффузии, уравнение (VII.53) переходит в (VII.33). Для улавливания крупных частиц, когда доминирует перехват, $Pe \rightarrow \infty$ и уравнение переходит в уравнение (VII.18).

Стечкина и Фукс [286] решили уравнения конвекции и диффузии в пограничном слое и нашли, что их численные результаты соответствуют следующему выражению:

$$\eta_{DC} = \eta_D + \eta_C + \frac{1,24}{(2 - \ln Re)^{1/2}} \cdot \frac{R^{2/3}}{Pe^{1/2}} \quad (VII.54)$$

где η_D определяют по уравнению (VII.16), а η_C — по уравнению (VII.42).

В более поздней работе Билленга [78] сравнил уравнение (VII.51) с экспериментальными результатами, полученными как на твердых частицах, так и на каплях жидкости (рис. VII-10) [379, 669, 816, 856, 857]. Он нашел, что эффективность улавливания капель жидкости соответствует результатам по уравнению Фридландера — Пассери (VII.15), тогда как твердые частицы улавливались с гораздо большей эффективностью, чем предсказано уравнением. Причины этого расхождения неизвестны, но они могут быть связаны со способом образования аэрозолей, возможностью возникновения некоторого электростатического заряда в случае твердых частиц или эффектом аккумуляции частиц [78].

Хазенклевер [342] также нашел, что уравнение Фридландера — Пассери дает хорошее совпадение с наблюдаемой им экспериментальной эффективностью улавливания капель масла диаметром 0,01—0,5 мкм и самопроизвольно возникающих аэрозолей синтетических (полимерных) волокон диаметром 1 мкм.

Вайтби [923], однако, находит, что уравнение Торресона (VII.43) лучше соответствует эффективности улавливания на одном волокне, установленной им.

Другие расчеты, основанные на применении дифференциальных уравнений конвекционной диффузии для процессов осаждения, дали сходные результаты [667] и не будут здесь приводиться.

Если частицы с уменьшающимися размерами и движущиеся с постоянной скоростью приближаются к пылеуловителю, то эффективность улавливания путем инерционного столкновения и перехвата уменьшается с размером частиц, тогда как улавливание путем диффузии улучшается. Таким образом, при определенных условиях можно предсказать размер частиц, для которых эффективность улавливания будет минимальной. Такие минимальные значения были указаны в теории фильтрации Лэнгмюра [489], Дэви [207], Стайрманд [801] и Фридландера [275], они легко могут быть найдены при дифференцировании уравнения (VII.51), вторая производная которого имеет положительное значение [425].

Стайрманд [801], используя упрощенную модель, предсказал, что минимальная эффективность улавливания будет осуществлена для частиц диаметром 0,9 мкм (плотность 2000 кг/м³), улавливаемых на волокнах диаметром 10 мкм из газового потока, дви-

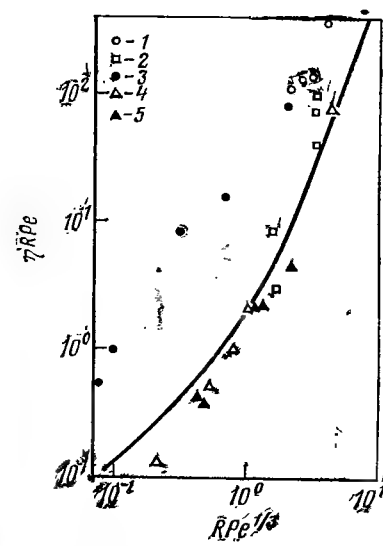


Рис. VII-10. Сравнение экспериментальных и расчетных (кривая) данных по уравнению (VII.51) для улавливания путем диффузии и перехвата:

1 — Хэнфри и Годен [379], твердые частицы; 2 — Рамскилл и Андерсон [669], жидкость; 3 — Штерн и др. [816], твердые частицы; 4 — Томас и Лаппин [856], твердые частицы и жидкость; 5 — Томас и Иодер [857], жидкость.

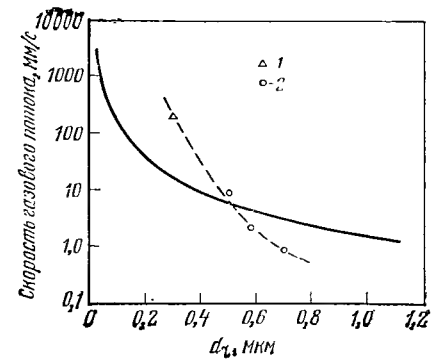


Рис. VII-11. Теоретические [207] и экспериментальные размеры частиц с минимальной эффективностью улавливания:

1 — Хазенклевер; 2 — Томас и Иодер; пунктирная линия — экспериментальная кривая; сплошная линия — теоретическая кривая (Дэви).

жущегося со скоростью 30 м/с. Подобные идеи были использованы Ландтом [488]; Дэви предложил ряд минимумов для некоторых скоростей потока (см. рис. VII-11).

Существование минимальных размеров частиц было подтверждено многими исследователями на примере радиоактивных частиц известных размеров [343, 816, 856, 857], однако выяснилось, что минимальная эффективность достигается при гораздо меньших размерах частиц, чем предсказано Стайрмандом. Экспериментальные данные также приведены на рис. VII-11.

6. ВЛИЯНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ И ДАВЛЕНИЯ НА ОСНОВНЫЕ МЕХАНИЗМЫ ЗАХВАТА

Хотя влияние температуры на эффективность инерционного столкновения, перехвата или диффузии специально не изучали, однако его можно предсказать с помощью члена уравнения, зависящего от температуры в уравнении (VII.10), от эффективности перехвата в уравнении (VII.16) и от коэффициента диффузии и эффективности диффузионного улавливания в уравнениях (VII.25) и (VII.41). Результаты расчетов с использованием названных уравнений приведены на рис. VII-12 [834].

Как параметр инерционного столкновения ψ [уравнение (VII.10)], так и его коэффициент диффузии частиц [уравнение

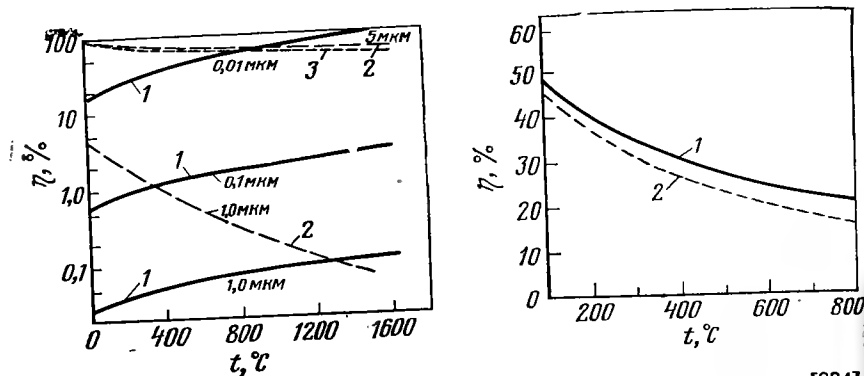


Рис. VII-12. Влияние температуры на основные механизмы захвата [834]:
1 — диффузия; 2 — инерционное столкновение; 3 — перехват.

Рис. VII-13. Влияние температуры газа на эффективность инерционного захвата (частицы BeO диаметром 1,0 мкм в токе CO₂ пропускают через волокна диаметром 10 мкм со скоростью 250 мм/с) [829]:
1 — плотность газа 2 кг/м³; 2 — то же, 30 кг/м³.

(VII.23)] прямо пропорциональны поправочному коэффициенту Канингхема C [уравнение (IV.31)] и, в свою очередь, пропорциональны средней длине свободного пробега молекул газа λ . Отсюда следует, что влияние давления будет одинаково независимо от механизма улавливания. Поскольку при увеличении давления газа уменьшается длина свободного пробега, эффективность улавливания по этим механизмам будет уменьшаться с ростом давления [829].

Обратное явление — улучшение эффективности улавливания с уменьшением давления было подтверждено экспериментально Штерком, Целлером и Шекманом [816], и Шустером [742]. В исследовании Шустера, о котором сообщил Леффлер, использовали фильтр из поливинилхлоридных волокон диаметром 19,5 мкм с удельным объемом волокон $(1-\epsilon)=0,301$, на котором улавливались шарики из полистирола диаметром 0,1—1,3 мкм и капли парафинового масла диаметром 1,08 мкм. Найденная эффективность составляла 55% при давлении 86,5 кПа, 82% при давлении 6,65 кПа и 98% при давлении 0,25 кПа, что согласуется с данными Штерна и др. [816].

Количественное определение комбинированного влияния давления и температуры на инерционное столкновение было сделано Штраусом и Ланкастером [829]. Это влияние на примере аэрозоля оксида бериллия с диаметром частиц 1 мкм в среде диоксида углерода, который образуется в газоохлаждаемом ядерном реакторе, показано на рис. VII-13. Хотя эффективность улавливания путем диффузии улучшается при увеличении температуры, влияние давления стремится перевесить этот эффект, и таким образом эффективность диффузионного улавливания уменьшается при высоких температурах и давлениях.

Когда скорость газового потока через фильтр невелика, момент инерции даже крупных частиц может быть недостаточным для их улавливания путем инерционного столкновения. В таком случае осаждение под действием силы тяжести может играть важную роль в улавливании пыли, благодаря относительной продолжительности пребывания газового потока в фильтре. Так, гравитационное осаждение представляет собой основной механизм улавливания в случае, когда частицы диаметром 1 мкм проходят через фильтр с волокнами диаметром 10 мкм и со скоростью менее 0,5 мм/с.

Эффективность осаждения может быть рассчитана с помощью параметра гравитационного осаждения, предложенного Ранцем и Вонгом [672]:

$$\eta_G = G \frac{gD}{v^2} \psi = \frac{cd^2\rho_g g}{18\mu l} \quad (\text{VII.55})$$

Это уравнение показывает, что осаждение начинает играть важную роль, когда gD/v^2 становится больше ψ .

Было найдено, что процесс седиментации играет важную роль при очистке газа от пыли, когда запыленные газы проходят через насадочные башни с небольшой скоростью. Эффективность фильтрации крупных частиц выше, когда газовый поток поступает в башню сверху вниз [857]. Типичные кривые проникновения капель диоктилфталата в башню со свинцовой дробью представлены на рис. VII-14. Улучшение проникновения в колонне с нисходящим потоком свидетельствует о том, что гравитационное осаждение улучшает улавливание.

В оросительных башнях и скрубберах относительные скорости частиц и капель почти всегда слишком велики, поэтому гравитационное осаждение там не имеет такого большого значения.

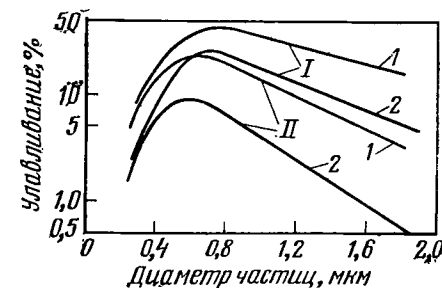


Рис. VII-14. Проникновение капель диоктилфталата в башню с насадкой из свинцовой дроби:

I — колонна с восходящим потоком; II — то же, с нисходящим потоком; 1 — скорость 14,9 мм/с; 2 — скорость 7,45 мм/с.

В теориях аэродинамического захвата частиц, рассмотренных в предыдущих разделах, не обсуждался вопрос о влиянии электрических зарядов на частице, на пылеуловителе либо на обоих. Тот факт, что электростатические силы могут способствовать фильтрованию, установлен в 30-х годах [331], и это привело к созданию пропитанных смолой фильтров с повышенной эффективностью. В последние годы внимание исследователей было обращено на выбор фильтровальных тканей с наилучшими электростатическими свойствами для улавливания специфических пылей [273]; применялось также механическое нанесение заряда [770].

Электростатический заряд может быть нанесен на фильтровальную ткань при трении, например, при натирании тканью люцитового полочки [770] или путем пропускания через ткань запыленного газового потока. Когда поток воздуха проходит через фильтр из синтетического волокна со скоростью 1,7—2,0 м/с, возникает заряд около 1,2 кВ [239].

Анализ влияния электростатических сил и их сочетания с основными механизмами аэродинамического захвата чрезвычайно труден. Известны две попытки решения этой проблемы, увенчавшиеся некоторым успехом. Джиллеспай [297] применил подход Лэнгмюра для захвата частиц [489] с учетом электростатических зарядов, возникающих при перехвате или в процессе диффузии частиц, а также использовал условия ламинарности для оценки скоростей потока при его прохождении через фильтр. Результирующие уравнения очень сложны и не будут приведены в настоящей работе.

Более практическими являются графические решения, предложенные Кремером и Джонстоном [463]. Расчеты основаны на том, что либо частицы аэрозоля, либо фильтр, либо оба вместе несут заряд. Эффективность улавливания была найдена с помощью ЭЦВМ решением уравнений потенциального и вязкого потока.

Существует четыре вида действия электростатических сил в системе частиц, подходящих к пылеуловителю, которые следует учитывать.

1. И частицы, и пылеуловитель заряжены, действуют кулоновские силы притяжения или отталкивания в зависимости от относительных знаков зарядов частиц и фильтра. Заряды рассматриваются как точечные. Кулоновская сила имеет величину F_{EC} .

2. Коллектор, несущий заряд, индуцирует на поверхности частиц заряд, противоположный по знаку заряду коллектора. Кулоновская сила величиной F_{EI} является еще одной внешней силой, действующей на частицы.

3. Частица заряжена и, в свою очередь, индуцирует на коллекторе заряд, противоположный по знаку. Таким образом возникает сила F_{EM} , представляющая собой, как и в предыдущем случае,

силу дополнительного взаимодействия между частицей и коллектором.

4. Частицы несут заряд одного и того же знака и отталкиваются друг от друга с силой F_{ES} . Это явление называется эффектом пространственного заряда.

Сила E между заряженной частицей аэрозоля и заряженным сферическим коллектором (при постоянном заряде) определяется из выражения:

$$F_{E1} = F_{EC} + F_{EI} + F_{EM} + F_{ES} \quad (VII.56)$$

Причем

$$F_{EC} = \frac{Qq_1}{4\pi\epsilon_0 r^2} \quad (VII.57)$$

$$F_{EI} = - \left(\frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \right) \frac{d^3 Q^2}{16\pi\epsilon_0 r^5} \quad (VII.58)$$

$$F_{EM} = \frac{q_1^2 D}{8\pi\epsilon_0 r^3} - \frac{2q_1^2 D r}{\pi\epsilon_0 (4r^2 - D^2)^2} \quad (VII.59)$$

$$F_{ES} = - \frac{q_1^2 D^3 N}{24\epsilon_0 r^2} \quad (VII.60)$$

где Q и q_1 — соответственно заряд коллектора и частицы; r — расстояние между частицей и коллектором; N — объемная концентрация частиц; ϵ и ϵ_0 — диэлектрическая проницаемость, соответственно частицы аэрозоля и пространства [$\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^9$ А/(Н·м²)].

Если к сферическому коллектору приложено постоянное напряжение U_1 , то необходим еще один добавочный член F_{ET} в выражении для общей силы F_{E2} между частицей зарядом q_1 и общим зарядом, индуцированным на коллекторе всеми окружающими его в радиусе R частицами:

$$F_{E2} = F_{EC} + F_{EI} + F_{EM} + F_{ES} + F_{ET} \quad (VII.61)$$

В этом уравнении составляющие силы, выраженные через напряжение U_1 , записываются в виде

$$F_{EC} = \frac{U_1 q_1 D}{2r^2} \quad (VII.62)$$

$$F_{EI} = - \left(\frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \right) \frac{U_1^2 D^2 \pi \epsilon_0 d^3}{4\pi^5} \quad (VII.63)$$

$$F_{EM} = \frac{q_1^2 D}{8\pi\epsilon_0 r^3} - \frac{2q_1^2 D r}{\pi\epsilon_0 (4r^2 - D^2)^2} \quad (VII.64)$$

$$F_{ES} = - \frac{q_1^2 D^3 N}{24\epsilon_0 r^2} \quad (VII.65)$$

$$F_{ET} = - \frac{q_1^2 D^2 \pi N R^2}{8\pi\epsilon_0 r^2} \quad (VII.66)$$

Эти силы выражаются через безразмерные параметры K , получаемые путем деления сил в приведенных выше уравнениях на

Параметры электростатических сил

Коллектор	Вид взаимодействия	Условие	Номер уравнения	Параметр		Уравнение расчета
				обозначение	определение	
Сфера	Кулоновское притяжение между частицами и коллектором	Постоянный заряд	VII.44	K_E	F_{EC}/F	$\frac{q_1 Q_{ac} C}{3\pi\mu_0 v_0 \epsilon_0}$
		Постоянное напряжение	VII.49	K_E	F_{EC}/F	$\frac{q_1 U_1 2C}{3\pi\mu_0 v_0 D}$
	Наведение заряда коллектором на частицу	Постоянный заряд	VII.45	K_I	F_{EI}/F	$\left(\frac{\epsilon-1}{\epsilon+2}\right) \frac{d^2 Q_{ac}}{3\pi\mu_0 D \epsilon_0}$
		Постоянное напряжение	VII.50	K_I	F_{EI}/F	$\left(\frac{\epsilon-1}{\epsilon+2}\right) \frac{8CD^2 U_1 \epsilon_0}{3\pi\mu_0 D^3}$
Сфера	Наведение заряда частиц на коллектор	—	VII.46, VII.51	K_M	F_{EM}/F	$\frac{Cq_1^2}{3\pi^2\mu_0 v_0 \epsilon_0}$
	Пространственный заряд	—	VII.47, VII.52	K_S	F_{ES}/F	$\frac{Cq_1^2 DN}{18\pi\mu_0 v_0 \epsilon_0}$
Сфера	Между частицей и зарядом, введенным на коллектор другими частицами	Постоянное напряжение	VII.53	K_G	F_{ET}/F	$\frac{Cq_1^2 NR^2}{3\pi\mu_0 v_0 \epsilon_0 D}$
	Кулоновское притяжение	—	—	K_C	—	$\frac{2q_1 mC}{3\pi^2\mu_0 D v_0 \epsilon_0}$
Цилиндр						

Примечание. F — сила сопротивления движению частиц Стокса — Каннингхема, равная $3\pi\mu_0 v_0 C$; Q_{ac} — заряд на единицу площади коллектора; m — дипольный момент коллектора.

ТАБЛИЦА VII-4

Приближенные значения эффективностей улавливания [463]

Коллектор	Электростатическая сила	Номер уравнения	Уравнение для эффективности улавливания
Сфера	Кулоновская	VII.44	$-4K_E$
	Поляризационная*	VII.50	$\left(\frac{15\pi}{8} K_I\right)^{0,4}$
Цилиндр	Кулоновская	—	$-\pi K_E$
	Поляризационная*	—	$\left(\frac{3\pi}{4} K_I\right)^{1/3}$
Пластина	Кулоновская	VII.44	$\left(\frac{-K_E}{1-K_E}\right)^{2/3}$
	Поляризационная*	VII.45	$\left(\frac{K_I}{1+K_I}\right)^{1/3}$
Цилиндр (ди-поль)	Кулоновская	—	K_C

Примечание. Для всех видов коллекторов — заряд несет и коллектор, и аэрозоль. Исключенные составляют коллекторы, отмеченные звездочкой — для них заряд несет только коллектор.

силу в уравнении Стокса — Каннингхема $F=3\pi\mu_0 v_0 C$ [уравнение (IV.34)]. Параметры сил и их определение приведены в табл. VII-3.

Приближенные уравнения для расчета эффективности улавливания могут быть получены только в том случае, если учитывается только один член из уравнения электростатических сил [уравнение (VII.56) или (VII.61)] и при условии, что параметр перехвата $R=0$. Приближенные решения приведены в табл. VII-4.

Однако эти решения очень ограничены. В них не учитывается совместное действие двух или более форм электростатических сил; они не могут применяться в случае незаряженного коллектора, в них не учитывается эффект перехвата. Более того, оценка эффективности улавливания основана на разумных предположениях только в том случае, когда эффективности намного больше единицы [463] (под эффективностью понимают отношение величины $J_{\text{нп}}$ к фронтальной площади коллектора).

Натансон [594] рассматривал также наличие кулоновских и поляризационных сил взаимодействия между частицами и цилиндром и вывел уравнения для эффективности захвата, подобные уравнениям Кремера и Джонстона. Они были рассмотрены в обзоре Пича [643] и здесь приводиться не будут.

Гораздо более реалистические решения были получены при рассмотрении полного баланса сил для частиц и с учетом соотношений для линий тока вокруг коллектора как при потенциальном, так и вязком течениях. Эти решения были получены на ЭВЦМ.

можно было бы ожидать, исходя из рис. VII-11, как для теоретического, так и для экспериментального максимумов.

Лундгрэн и Вайтби [537] получили эмпирические уравнения для эффективности осаждения частиц с большим электростатическим зарядом на основе экспериментов с частицами метиленового голубого диаметром 1 мкм. Они нашли, что эффективность фильтра из шерстяного фетра, составлявшая 16% для незаряженных частиц, достигала более чем 99%, когда частицы приобретали [320] элементарный заряд. На основании этого Лундгрэн и Вайтби предложили следующее уравнение для расчета эффективности осаждения заряженных частиц на незаряженном фильтре при $Re < 1$

$$\eta_E = 1,5K_m^{1/2} \quad (VII.67)$$

где

$$K_m = \frac{\epsilon_f - 1}{\epsilon_f + 1} \cdot \frac{q_1^2}{12\pi\epsilon_0 D^2 \mu dv_0} \quad (VII.68)$$

и ϵ_f — диэлектрическая проницаемость волокна. Остальные обозначения имеют тот же смысл, что и в уравнении (VII.56).

В обзоре Леффлер [529] подчеркивает, что эти исследователи, а также Джиллеспай пришли к выводу, что электростатические си-

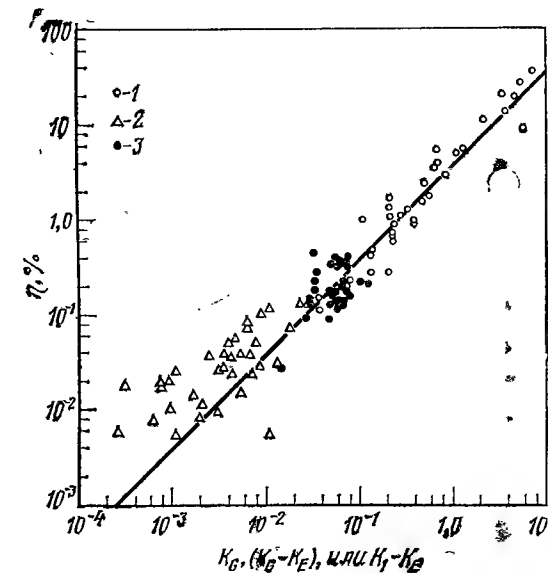


Рис. VII.16. Сравнение теоретических и экспериментальных результатов при улавливании аэрозоля диоктилфталата на сферическом коллекторе [463]: 1 — заряженный коллектор; аэрозоль заряжен в коронарном разряде, параметр $(K_G - K_E)$; 2 — коллектор заряжен, аэрозоль с естественным зарядом, параметр $(K_1 - K_E)$; 3 — коллектор, аэрозоль заряжен в коронарном разряде, параметр K_G ; сплошная линия — теоретическая кривая.

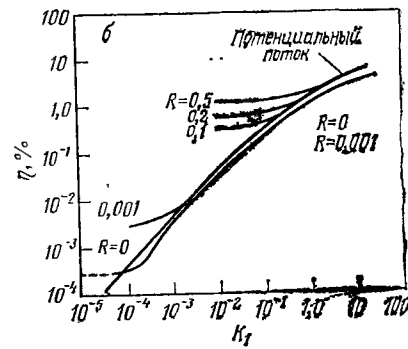
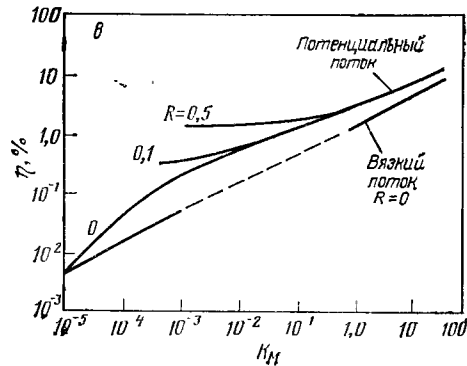
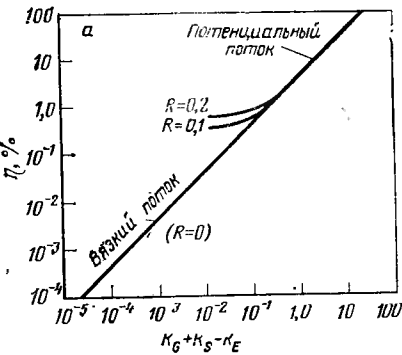


Рис. VII-15. Эффективность улавливания сферических частиц сферическим коллектором [463]:

а — заряжены и частицы и коллектор; б — заряжен коллектор; в — заряжены частицы; 1 — потенциальный поток; 2 — потенциальный и вязкий поток; 3 — вязкий поток (кривые рассчитаны на вычислительной машине).



Здесь же представлены графики для трех возможных случаев, когда заряжены и частицы, и коллектор (рис. VII-15, а), когда заряжен коллектор, а частицы нейтральны (рис. VII-15, б) и когда незаряжен коллектор и заряжены частицы (рис. VII-15, в).

Эти расчеты дают меньшие значения эффективностей, чем значения, рассчитанные путем суммирования приблизительных эффективностей для различных механизмов. Разница колеблется между 1 и 25% и в среднем составляет около 5%. Экспериментальные результаты хорошо совпадают с теоретическими (рис. VII-16), хотя при низких значениях эффективности они не учитываются теорией.

Расчеты и эксперименты показывают, что эффективность намного выше тогда, когда заряжены и частицы, и коллектор; пылеулавливание улучшается даже в тех случаях, когда заряжен только один из элементов. Джиллеспай [297] показал, что электростатический заряд увеличивает размер частиц для максимального проникновения в слой фильтра (рис. VII-17). Это отчасти может служить объяснением аномальности результатов, полученных Хэмфри и Гаденом [379], которые нашли, что размер для максимального проникновения спор *B. subtilis*, несущих некоторый электростатический заряд, составляет 1,15 мкм. Эта величина больше, чем

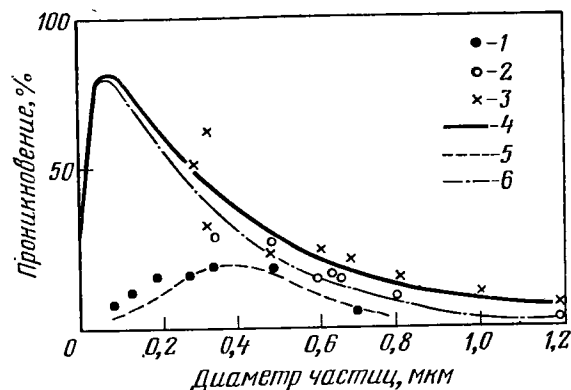


Рис. VII-17. Влияние электростатического заряда на диаметр частиц для максимального проникновения (поверхностная скорость газа 113 мм/с) [297]:

1-3 — экспериментальные данные; 1 — заряженный аэрозоль — заряженный фильтр (частицы полистирола — облученное синтетическое волокно); 2 — незаряженный аэрозоль — заряженный фильтр (стеариновая кислота — облученное синтетическое волокно); 3 — незаряженный аэрозоль — незаряженный фильтр (стеариновая кислота — синтетическое волокно); 4-6 — расчетные данные; 4 — гетерогенный заряженный аэрозоль — заряженный фильтр (420 В/м); 5 — гомогенный аэрозоль — заряженный фильтр (420 В/м); 6 — гомогенный аэрозоль — незаряженный фильтр.

лы не имеют большого значения в случае крупных частиц, так как здесь доминирующими являются силы инерции, но становятся основным фактором в случае улавливания частиц субмикронных размеров.

9. СИСТЕМА УЛАВЛИВАЮЩИХ ЭЛЕМЕНТОВ

Обсуждение проблемы улавливания частиц системой улавливающих элементов, т. е. с помощью набора беспорядочно расположенных цилиндров, имело ограниченный характер до тех пор, пока не стало известно уравнение Кувабары — Хаппеля. До этого времени обычно вначале рассматривали единичный улавливающий элемент и затем переносили полученные данные на систему из многих таких элементов. В связи с этим ниже будут рассмотрены методы эмпирического распространения данных по эффективности единичного элемента на реальные многоэлементные системы.

В газоочистительных аппаратах (волокнистые фильтры или оросительные башни) частицы сталкиваются с улавливающими элементами при прохождении через аппарат. Процесс можно рассматривать в виде двух отдельных моделей. В одной из них все элементы идентичны и действуют независимо друг от друга, а в другой будет рассмотрено влияние размеров, ориентации и интерференции различных элементов.

Примером модели первого типа является оросительная башня (глава IX), где образуется большое число практически одинаковых капель жидкости сферической формы. Они падают вниз, проходя через медленно поднимающийся газовый поток. После того

как будет определена комбинированная эффективность улавливания для единичной сферической капли η_{ICD} , общую эффективность η_o можно найти из выражения

$$\eta_o = 1 - (1 - \eta_{ICD})^n \quad (\text{VII.69})$$

где n — число улавливающих капель, встреченных частицей.

В большинстве случаев на практике n велико (более чем 25) и уравнение (VII.69) может быть видоизменено

$$\eta_o = 1 - e^{-n\eta_{ICD}}$$

Для оросительной башни значение n можно определить, зная расходы газа и промывной жидкости и средний размер частиц; и если предположить, что для эффективного столкновения капли должны целиком покрывать поперечное сечение башни

$$n = \frac{Q_c H}{Q D} \cdot 3,93 \cdot 10^3 \quad (\text{VII.71})$$

где Q_c и Q — соответственно расход жидкости и газа, м³/с; H — высота башни, м; D — средний диаметр частиц, мкм.

Из уравнения (VII.71) видно, что значение n возрастает при уменьшении размера капель или увеличении расхода жидкости.

Подобным образом, если предположить, что волокнистый фильтр состоит из идентичных цилиндрических улавливающих элементов, расположенных на равном расстоянии друг от друга без взаимного влияния волокон и под прямым углом к газовому потоку, то можно воспользоваться уравнением (VII.69).

На самом деле *волокнистые фильтры* состоят из беспорядочно ориентированных волокон различного диаметра. Можно предположить, что в матерчатых (например, в рукавных фильтрах) и других промышленных фильтрах с низким сопротивлением газовому потоку волокна находятся относительно далеко друг от друга и расположены уступами. Рассмотрим элемент толщиной dh площади фильтра dA , расположенный под прямым углом к газовому потоку. Если скорость газового потока в свободном пространстве равна v_s и плотность упаковки фильтра α , то средняя скорость v газов внутри набивки фильтра равна

$$v = v_s / (1 - \alpha) \quad (\text{VII.72})$$

Если средний диаметр волокна D , общая длина волокон L и полная эффективность улавливания для волокна в слое (с учетом взаимодействия линий обтекания) η_α , то число частиц, задержанных волокнами в единицу времени, будет равно

$$v = N \alpha d h D L \quad (\text{VII.73})$$

где N — число частиц, входящих на единицу объема элемента фильтра.

Изменение концентрации частиц выражается как

$$-v_s dA dN \quad (\text{VII.74})$$

Если вместо v_s подставить его значение в (VII.74) и сочетать его с (VII.73), получим

$$-\frac{dN}{N} = \frac{dh}{1-\alpha} \eta_\alpha DL \quad (\text{VII.75})$$

что после интегрирования дает

$$\ln N/N_0 = \frac{H}{1-\alpha} \eta_\alpha DL \quad (\text{VII.76})$$

где H — глубина слоя; N_0 и N — соответственно начальная и конечная концентрации.

Далее, реальный объем волокон в единице объема фильтра, т. е. плотность набивки фильтра, равен

$$\alpha = \pi D^2 L / 4 \quad (\text{VII.77})$$

Подставляя в (VII.76) вместо α его значение из (VII.77), получаем

$$\ln \frac{N}{N_0} = \frac{4H}{\pi D} \left(\frac{\alpha}{1-\alpha} \right) \eta_\alpha \quad (\text{VII.78})$$

Чек [156] подчеркивает, что средний диаметр волокна D , используемый в уравнении (VII.78), можно определить из отношения D_s^2/D , где D_s — *поверхностный* средний диаметр волокна (при рассмотрении всей площади поверхности) и D — средний арифметический диаметр.

Влияние взаимодействия волокон. Волокна в слое фильтра расположены близко друг к другу, причем чем больше плотность набивки фильтра, тем выше скорость. Кроме того, при взаимодействии соседних волокон произойдет изменение спектра потока, обтекающего данное волокно. Оба этих взаимодействия увеличивают эффективность улавливания путем перехвата и инерционного столкновения. Однако при повышенных скоростях потока уменьшается диффузионное улавливание, хотя сглаживание линий обтекания может несколько снизить этот эффект.

Для количественной оценки взаимного влияния волокон (эффект интерференции) Дэвис предположил, что оно будет одинаковым для всех механизмов. Чтобы определить поперечный сдвиг линий тока вблизи улавливающего элемента путем решения уравнения движения, Дэвис рассчитал, что эффективность улавливания путем перехвата для одного волокна в слое с плотностью набивки α будет равна

$$\eta_\alpha = R(0,16 + 10,9\alpha + 17\alpha^2) \quad (\text{VII.79})$$

Затем было предложено скомбинировать уравнения (VII.79) и (VII.46) и таким образом рассчитать комбинированную эффектив-

ность улавливания для единичного волокна, находящегося в слое фильтра:

$$\eta_\alpha = (0,16 + 10,9\alpha - 17\alpha^2) [R + (0,5 + 0,8R)(\psi + 1/Pe) - 0,1052R(\psi + 1/Pe)] \quad (\text{VII.80})$$

Поскольку трудно определить с достаточной точностью средний диаметр волокна путем прямых измерений, предположили, что он может быть найден из соотношения перепада давлений, основанного на уравнениях Арси (VII.7) и (VII.10).

Чек определил эффект взаимного влияния волокон экспериментальным путем для значений $\alpha < 0,1$. В этом случае

$$\eta_\alpha = \eta_0(1 + 4,5\alpha) \quad (\text{VII.81})$$

По этому уравнению получают меньшие значения для эффекта взаимного влияния волокон, чем рассчитанные из уравнения Дэвиса (VII.80). Но оно основано на экспериментальных данных, поэтому уравнение (VII.81) следует применять для расчета волокнистых фильтров с низкой плотностью набивки.

10. УДЕРЖАНИЕ ЧАСТИЦ НА КОЛЛЕКТОРЕ

В предыдущих разделах постулировалось, что если частица сталкивается с улавливающим элементом, она крепко сцепляется с ним и в дальнейшем не уносится. Если частицей является капелька тумана, а улавливающим телом — жидкость той же природы либо смешивающаяся с каплей тумана, то произойдет их коалесценция с образованием единого тела. Если же улавливающим элементом является твердое вещество или жидкость, не смешивающаяся с капелькой тумана, то частица или капелька осядет на поверхности улавливающего элемента. В этом случае частица может остаться в точке захвата, скользить по поверхности до той точки, где она может зафиксироваться (например, в точке пересечения двух волокон), или может быть сорвана газовым потоком, движущимся через уловитель.

Биллингс [78] сообщил о многочисленных экспериментах по улавливанию частиц полистирольного латекса (диаметр частиц около 1,3 мкм) на стеклянных волокнах диаметром около 10 мкм для нескольких чисел Рейнольдса (приблизительно от 0,1 до 0,4). После улавливания первых частиц дальнейшие из них собираются в виде цепочек или Y-образных структур. Это заставляет предположить, что в процессе улавливания и роста структур некоторую роль играют электростатические силы; подобное образование цепочек типично для дымовых газов, где частицы приобретают значительный заряд вследствие пламенной ионизации. Эти осажденные структуры, выступающие за пределы волокна, действуют как дополнительные центры улавливания и тем самым промотируют

дальнейший перехват частиц. Биллингс изобразил эту реальную эффективность улавливания μz в виде функции от начальной эффективности η_0 и локальной аккумуляции частиц Z (число частиц на 1 мм² волокна):

$$\eta_z = \eta_0 + S_z$$

где S — коэффициент аккумуляции частиц (для рассматриваемой системы частицы полистирольного латекса — стекловолокно) равен $1,36 \cdot 10^{-13}$ м² на частицу.

Отсюда следует, что чем быстрее происходит аккумуляция частиц, тем более эффективный фильтр, хотя со временем это приводит к повышению сопротивления фильтра газовому потоку. На практике, когда это сопротивление возрастает слишком сильно, фильтры либо заменяют, либо очищают для повторного использования.

Фотографическое исследование столкновения капель показывает, что слипание частицы и капли относительно не зависит от скорости газа [300]. При низких скоростях лобовое сопротивление недостаточно для отрыва частиц, даже слабо сцепленных с поверхностью, а при высоких скоростях создается гораздо большая площадь контакта при столкновении, что обеспечивает хорошее сцепление.

Джиллеспай [297] предположил, что критическим параметром процесса удержания частиц является угол, под которым частица сталкивается с улавливающим элементом. Если угол столкновения больше некоторого определенного значения, частица не будет удерживаться коллектором. Это предположение включено в величину — коэффициент проскальзывания, характеризующий долю частиц, не задерживающихся при контакте. Теория коэффициента проскальзывания оказалась полезной при корреляции экспериментальных данных, хотя она может быть, и не основана на реалистической физической интерпретации процесса фильтрования [316].

Механизмы удержания частиц в фильтрах стали в последние годы предметом обширных исследований, проведенных Круппом [468], Корном [177], Леффлером [529] и Биллингсом [78], их работы были рассмотрены в обзоре [529]. Силы, удерживающие частицы в фильтрующей среде, являются сочетанием [461] сил Ван-дер-Ваальса, электростатического притяжения и капиллярного поверхностного натяжения (при определенной влажности). Найдено, что при высокой влажности капиллярные силы начинают играть большую роль: электростатические заряды стекают.

Силы Ван-дер-Ваальса

Первые попытки рассчитать адгезию частицы к поверхности твердого тела с помощью сил Ван-дер-Ваальса были осуществлены для микрочастиц (10 мкм), Лифшиц [512], а затем Крупп [468] разработали общую теорию макроскопического воздействия сил

сцепления Ван-дер-Ваальса, обозначаемых как $F_{ВДВ}^0$. Эта сила для сферы на полупространстве (что соответствует частице на поверхности цилиндра) дается выражением

$$F_{ВДВ}^0 = \frac{\hbar\omega}{8\pi Z_0^2} R \tag{VII.82}$$

где $\hbar\omega$ — константа Ван-дер-Ваальса — Лифшица; Z_0 — расстояние между телами; R — радиус точки контакта.

Крупп [468] оценивал величину Z_0 в 0,4 мкм, что соответствует постоянной кристаллической решетки для кристаллов с Ван-дер-Ваальсовскими связями, что подтверждено экспериментально. Крупп [467] подчеркивает также, что практически R не является просто «микроскопическим радиусом», а представляет собой функцию шероховатости поверхности, поскольку оба тела соприкасаются на выступающих участках шероховатой поверхности. Шперлинг [787] дает статистическую модель этого явления, основывающаяся на данных электронной микроскопии.

Константа Лифшица — Ван-дер-Ваальса сцепления между двумя материалами, обозначенными индексами 1 и 2, была оценена Коттлером и др. [462], которые нашли, что она является среднегеометрической величиной энергий сцепления обоих материалов:

$$\hbar\omega_{12} = \sqrt{\hbar\omega_{11} \cdot \hbar\omega_{22}} \tag{VII.83}$$

Обычно $0,6 \leq \hbar\omega \leq 11$, причем значение 0,6 относится к синтетическим волокнам. В типичном случае [529] при расчете, учитывая, что константа Лифшица — Ван-дер-Ваальса равна 0,6 эВ для полимерных волокон и 3,5—6,5 эВ для кварца или известняка, получаемое из этого уравнения результирующее значение $\hbar\omega_{12}$ равно 1,2—2 эВ. Шнабель [737] использовал в своих расчетах среднее значение 5 эВ; сравнение электростатических сил и сил Ван-дер-Ваальса приведено в табл. VII-5.

Здесь рассматривается только случай дополнительных электростатических сил. Для металлической сферы диаметром d , стоящей

ТАБЛИЦА VII.5
Сравнение сил Ван-дер-Ваальса и электростатических сил притяжения для частиц на поверхности коллектора [Шнабель, 737]

$z_0, \text{ \AA}$	$F_{ВДВ}^0, \text{ Па} \cdot 10^{-4}$	$F_{el}^0, \text{ Па} \cdot 10^{-4}$	$F_{el}^0/F_{ВДВ}^0, \%$	$z_0, \text{ \AA}$	$F_{ВДВ}^0, \text{ Па} \cdot 10^{-4}$	$F_{el}^0, \text{ Па} \cdot 10^{-4}$	$F_{el}^0/F_{ВДВ}^0, \%$
4	1600	70	4,4	20	12,5	2,8	22,0
10	100	11	11,0	40	1,6	0,7	44,0

Примечание. $F_{ВДВ}^0$ — рассчитано из уравнения (VII.82) при условии, что $R = \pi/4$; F_{el}^0 — рассчитано из уравнения (VII.85, а) при условии, что $\hbar\omega = 5$ эВ.

на расстоянии Z_0 от проводящего полупространства, сила притяжения, обусловленная зарядом q , определяется выражением

$$F_{el}^0 = \frac{q^2}{8\pi\epsilon_0 \left[\gamma + \frac{1}{2} \ln(d/Z_0) \right]^2} dZ_0 \quad (VII.84)$$

где γ — постоянная Эйлера, равная 0,5772.

Обычно в процессе фильтрования участвуют непроводящие частицы и волокна, и распределение заряда ограничено по поверхности и в глубину. Для этого случая Крупп [462, 468] вывел уравнение

$$F_{el}^0 = \frac{q'^2}{8\pi\epsilon_0 d \delta} \cdot \frac{\ln(1 + \delta/Z_0)}{\left\{ \gamma + \frac{1}{2} \ln(d/Z_0) \right\} \left\{ \gamma + \frac{1}{2} \ln(Z_0 + \delta) \right\}} \quad (VII.85)$$

где q' — эффективный пространственный заряд (приблизительно в пределах $0,1 < q < 0,3$); δ — глубина проникновения заряда, равная $(1/e) \times$ поверхностный заряд.

Шнабель использует более простое уравнение

$$F_{el}^0 = \sigma'^2 / 2\epsilon_0 \quad (VII.85a)$$

Здесь σ' — поверхностная плотность заряда, которая может быть выражена через разность зарядов ΔE

$$\sigma' = \epsilon_0 \Delta E / eZ_0 \quad (VII.86)$$

Она равна приблизительно 7×10^8 э/м² при $E = 0,5$ эВ и $Z_0 = 0,4 \times 10^{-10}$.

Шнабель сравнил расчеты адгезионных сил Ван-дер-Ваальса и электростатических сил и показал, что для маленьких частиц первые силы играют гораздо большую роль, чем вторые. К подобным выводам пришел и Леффлер [526], и они несколько отличаются от наблюдений Биллингса [78]. Однако на современном уровне знаний трудно сделать общие выводы о важности отдельных сил в каждом конкретном случае.

Капиллярное притяжение

Во влажной атмосфере между частицей и улавливающим элементом может возникнуть мостик из частиц жидкости. Сила сцепления между сферой и плоскостью может быть рассчитана из уравнения

$$F_{cap}^0 = 2\pi\sigma d \quad (VII.87)$$

где σ — поверхностное натяжение, равное примерно 0,072 Н/м для воды при комнатной температуре; d — диаметр идеальной сферы, или эквивалентный диаметр для шероховатых поверхностей.

Если $d = 0,2$ мкм, то $F_{cap}^0 = 9 \cdot 10^{-8}$ Н, а для $d = 1$ мкм $F_{cap}^0 = 4,5 \cdot 10^{-7}$ Н.

Леффлер [526] видоизменил уравнение (VII.87) для примера точечного контакта, имеющего важное практическое значение (рис. VII-18)

$$F_{cap}^0 = \pi\sigma b \left\{ \frac{\sin \alpha}{\lg \beta} - \frac{\sin \alpha}{1 - \sin \beta} \right\} \quad (VII.88)$$

где значения α , β , b и c — показаны на рис. VII-18.

Это выражение может быть упрощено для случая $b \approx c$

$$F_{cap}^0 = \pi\sigma b \left\{ \frac{\sin \alpha}{\lg(45^\circ - \alpha/2)} - 1 \right\} \quad (VII.89)$$

F_{cap}^0 становится равной нулю при $\alpha \approx 33^\circ$, при этом первый член в фигурных скобках стремится к 1. Таким образом, только конические частицы, имеющие $\alpha > 33^\circ$, могут быть удержаны за счет капиллярного притяжения. В типичном случае, когда $b \approx c = 50$ нм, при $45^\circ < \alpha < 60^\circ$ для воды значение F_{cap} составляет приблизительно от $0,8 \cdot 10^{-8}$ до $2,5 \cdot 10^{-8}$ Н. Таким образом, силы капиллярного притяжения имеют тот же порядок, что и силы Ван-дер-Ваальса и электростатические силы в благоприятных условиях.

Экспериментальные исследования адгезии частиц

Фотографические исследования Биллингса уже были описаны. Двумя другими методами, использованными при изучении адгезии частиц, являются центрифугирование и аэродинамический, или «продувочный» метод. Центрифугирование применяли Леффлер [526], Ларсен [495], Беме и др. [94], Кордецкий и Опп [461] и Корк и Штейн [179], в то время как аэродинамические методы были использованы Джиллеспаем [297], Ларсеном [495], Корком и Сильверманом [178] и Леффлером [527]. Последний метод приводит к определению скоростей увлечения, хотя реальное определение адгезионных сил не совсем строго.

Найдено [529], что реальные адгезионные силы, удерживающие частицу на поверхности волокна, больше гравитационных сил в 10^3 — 10^5 раз. Беме [94], Корн [178], Ларсен [495] и Леффлер [529] нашли, что адгезионные силы увеличиваются с ростом размера частиц. Скорость фильтрации тоже влияет на эффективность улавливания, по-

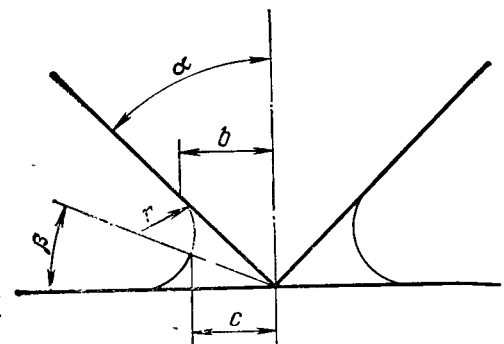


Рис. VII-18. Точечный контакт с плоскостью, показывающий размеры жидкостного мостика [526].

ФИЛЬТРОВАНИЕ С ПОМОЩЬЮ
ВОЛОКНИСТЫХ ФИЛЬТРОВ

скольку, когда частицы стремятся отскочить от коллектора или «проскользнуть» мимо него, то уловленные частицы сцепляются с поверхностью коллектора более крепко. Подобным же образом, если улавливающий элемент представляет собой мягкое вещество, то адгезия лучше. Это подтверждается работами Беме и др. [93], которые нашли, что материал, деформирующийся при ударе сферы (например, золотые шарики на полиамидных волокнах), обеспечивает сцепление, в 7—10 раз лучшее — $(70-100) \cdot 10^{-8}$ Н, чем кварц или стекло.

Исследования Леффлера [528] по аккумуляции частиц показали, что после того как на волокне осел первый слой частиц, образовавшаяся шероховатая поверхность имеет больше адгезионных центров и, следовательно обеспечивает лучшее сцепление частиц с поверхностью. Это несколько улучшает улавливание при увеличении скорости; Леффлер делает вывод, что осажденные частицы обладают большим демпфирующим эффектом, чем чистая поверхность.

Влияние повышенной влажности на увеличение сил сцепления гораздо более заметно при адгезии крупных частиц, чем мелких. Многие исследователи [176, 495, 528] отметили, что повышение относительной влажности улучшает адгезию. Леффлер [528] проводил исследования улавливания частиц кварца в широком диапазоне влажности от 0 до 95% и нашел, что наибольший эффект наблюдается для стекловолокна, и меньшие — для полиэфирных и полиамидных волокон.

Значительный эффект для стекловолокна, вероятно, объясняется возникновением конденсатных мостиков, тогда как в случае полиамидных волокон их поверхность уменьшается при высокой влажности, что и было подтверждено при измерении твердости по Виккерсу [93]. Леффлер [529] проанализировал также явления срыва и увлечения частиц, установленные различными авторами, которые показали, что эти процессы происходят при скоростях, в 3 раза больших скорости осаждения. Подобные результаты позволяют сделать вывод, что фильтры, изготовленные из мягких волокон с грубой поверхностью, могут эксплуатироваться при гораздо более высоких скоростях, чем это практикуется в настоящее время. С другой стороны, частицы в газовом потоке бомбардируют уже осажденные частицы, которые могут быть выбиты с поверхности и увлечены потоком.

Как было показано, процесс фильтрации газов с целью удаления твердых частиц можно рассматривать как сочетание механизмов инерционного столкновения, перехвата и диффузии. Такие дополнительные факторы, как действие гравитационных электростатических и тепловых сил также оказывают большое влияние на эффективность улавливания частиц. Установлено, что мелкие волокна являются более эффективными ловителями, чем крупные, так как они характеризуются более высокими параметрами инерционного столкновения и перехвата, а также большой общей площадью поверхности на единицу объема, что создает благоприятные условия для диффузии. Другие факторы (шероховатость и твердость поверхности волокон) также могут играть определенную роль. При плотной набивке волокон эффективность улавливания повышается за счет благоприятных интерференционных воздействий волокон. Однако туго набитые волокна способствуют увеличению перепада давления, что нежелательно с экономической точки зрения.

Наличие электростатических зарядов на частицах либо на волокнах повышает эффективность улавливания частиц, если же они несут заряды противоположных знаков, то может быть достигнута еще более высокая эффективность. И наоборот, если заряды частиц и волокон имеют одинаковый знак, и сила, возникающая в результате кулоновского отталкивания, превышает поляризационные силы притяжения, эффективность улавливания частиц ухудшается.

Волокна могут использоваться в виде неплотной набивки (в виде ткани) либо могут быть спрессованы в виде войлока. Волокна могут быть металлическими, природными или химическими, а также целлюлозными или стеклянными. Выбор определенного материала зависит от цели применения. Так, если концентрация частиц высока (как, например, в сбросных газах плавильного процесса), фильтры будут чаще подвергаться очистке — непрерывной или периодической с небольшими интервалами, поэтому следует предусматривать более прочную ткань, способную выдерживать частые отмытки. Если же концентрация частиц низкая (например, при фильтрации воздуха), фильтр в течение продолжительного вре-

мени будет работать в ненагруженном состоянии, поэтому для последующего использования его очистка не потребуется. В этом случае более подходящим может оказаться фильтрующий слой из неплотно набитого волокнистого материала.

Фильтры, предназначенные для улавливания аэрозолей, состоят из волокон, по которым уловленные капли стекают в коллекторный узел. Волокна должны быть достаточно жесткими, чтобы выдерживать нагрузку от капель и давления газов, и не сваливаться, так как это приводит к снижению эффективности и росту перепада давления.

Высокие температуры и агрессивность среды ограничивают выбор волокнистых материалов. Стекланные волокна не утрачивают своих свойств при температурах до 316°C , некоторые химические волокна и шерсть устойчивы к воздействию слабых кислот, в то время как другие виды химических волокон могут долго работать в щелочных средах.

Ниже будут рассмотрены конструкция фильтровальных установок и особенности применения фильтрующих сред для очистки промышленных дымовых газов, для улавливания аэрозолей и очистки воздуха.

1. КОНСТРУКЦИЯ ПРОМЫШЛЕННОЙ ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Первые фильтры, использованные в промышленности для очистки газов, представляли собой длинные фильтровальные рукава, подвешенные рядами и перевязанные внизу. Загрязненные газы подавались сверху. Время от времени рукава встряхивались вручную и освобождались от твердых частиц. Такие фильтры получили название мешочных фильтров, оно сохранилось до сих пор и применяется в установках подобного типа. Последние еще встречаются в некоторых отраслях промышленности, где нагрузки невелики и диапазон применения неширок, например, для улавливания опилок, образующихся при работе электрического круглопильного станка.

Первое усовершенствование таких элементарных устройств заключалось в использовании электропривода для встряхивания мешков и установка агрегата в небольшом отдельном легко транспортируемом корпусе. Согласно патенту 1881 г., установка имела механизированное встряхивающее устройство, которое увеличивало и ослабляло натяжение мешков, помещенных в деревянный ящик (рис. VIII-1).

На этой установке могли обрабатываться гораздо большие объемы газов, чем на традиционной модели. К сожалению, деревянный корпус первой модели быстро рассыхался, через появившиеся трещины засасывался избыточный воздух, что приводило к сокращению объема очищаемых газов. За годы, прошедшие с момента изготовления первых мешочных фильтров, в их устройство

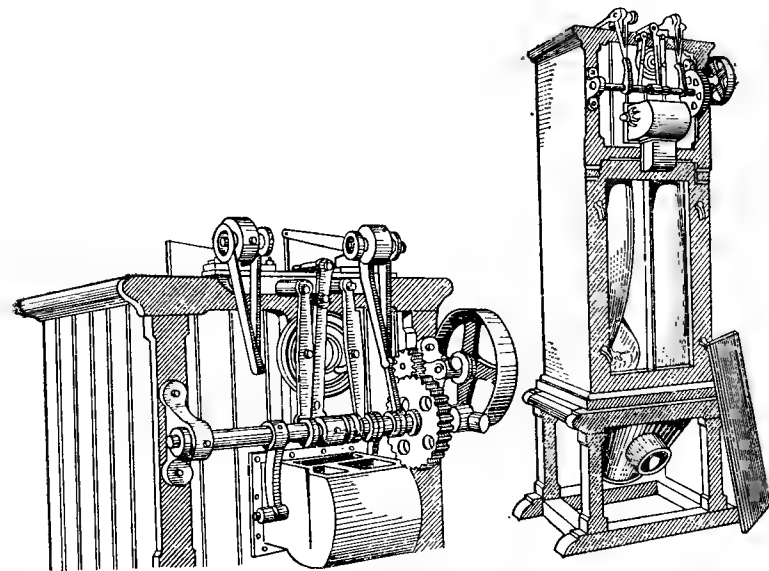


Рис. VIII-1. Усовершенствованные мешочные фильтры [381].

были внесены значительные усовершенствования, поэтому современная установка может обрабатывать большие объемы газов с высокой запыленностью и при сравнительно высоких температурах — до 350°C .

Применяемые в фильтрах фильтровальные рукава могут быть разделены на два вида: первый включает длинные круглые рукава, второй — плоские фильтровальные рукава. Преимущество последних заключается в том, что в кожухе меньшего объема (чем в случае круглых рукавов) можно разместить рукава с большей фильтрующей поверхностью. Поток газов в круглых фильтровальных рукавах, как правило, направлен изнутри к внешней стороне рукава; для них не требуются какие-либо внутренние опоры, хотя зачастую и предусматривается несколько колец, предотвращающих опадание мешка во время встряхивания.

Как правило, мешки подвешивают внутри прямоугольного кожуха и располагают симметрично; иногда для этих целей применяют цилиндрические контейнеры. В случае применения прямоугольных контейнеров (рис. VIII-2) все помещение для мешочных фильтров состоит из унифицированных секций, каждая из которых вмещает одинаковое число мешков и может подвергаться встряхиванию независимо от других. Если используются цилиндрические контейнеры, число мешков, как правило, меньше: но при этом увеличивается фильтрующая поверхность за счет применения нескольких цилиндрических секций внутри кожуха и более длинных мешков.

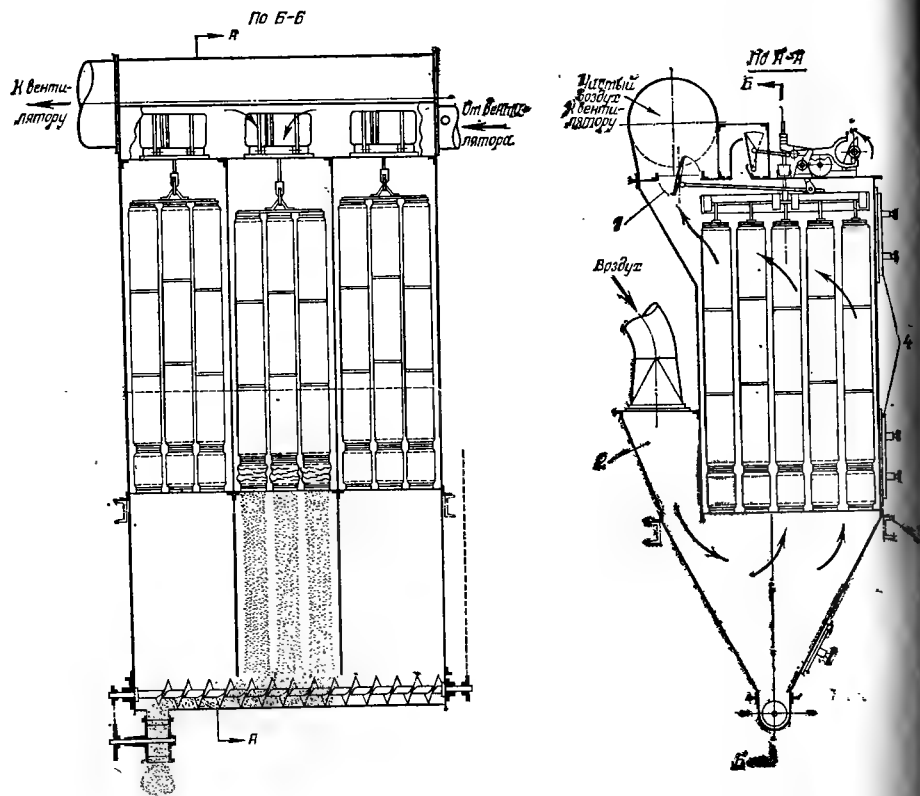


Рис. VIII-2. Прямоугольный трехсекционный мешочный фильтр с круглыми фильтрующими рукавами [888]:

1 — заглушка главного всасывающего тракта; 2 — общая расширительная камера; 3 — опорная отметка; 4 — смотровые люки.

В случае применения плоских рукавов для их опоры устанавливают проволочный каркас; поток газов направлен с наружной стороны рукава внутрь его. В первом случае кожух неизменно имеет прямоугольную форму, и несколько кожухов составляют комплектную фильтровальную установку (рис. VIII-3).

Методы удаления пылевых наплавов

Когда запыленные газы проходят через фильтровальную ткань, частицы, улавливаемые из газов, вначале откладываются на волокнах, затем на уловленных частицах начинает формироваться пласт, и перепад давления при прохождении через ткань увеличивается. Когда напластования достигают оптимальной толщины, их необходимо удалить из фильтровальной ткани в бункер сбора пыли.

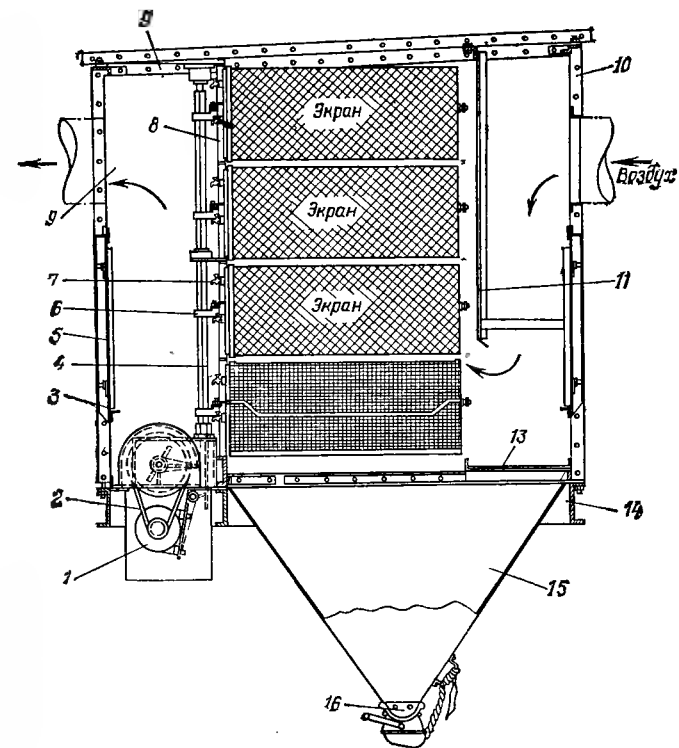


Рис. VIII-3. Прямоугольная секция мешочных фильтров с плоскими фильтрующими рукавами [621]:

1 — мотор; 2 — привод; 3 — механизм встряхивания; 4 — ось коромысла; 5 — лаз; 6 — коромысло; 7 — зажимы; 8 — решетки; 9 — кровля; 10 — кожух; 11 — съемная отражательная пластина; 12 — экран со снятой тканью; 13 — площадка из проволочной сетки; 14 — опорная конструкция; 15 — бункер; 16 — клапан бункера.

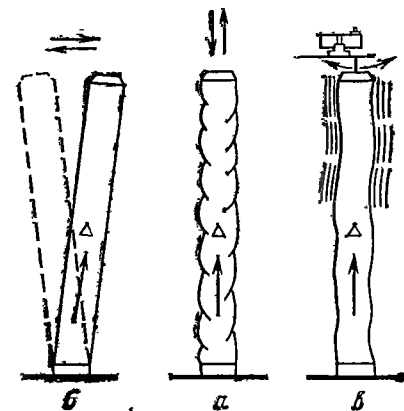


Рис. VIII-4. Методы встряхивания цилиндрических фильтровальных рукавов:

а — перемещение фильтрующего рукава в вертикальном направлении; б — осторожное перемещение из стороны в сторону; в — вибрационное воздействие на рукав в поперечном направлении.

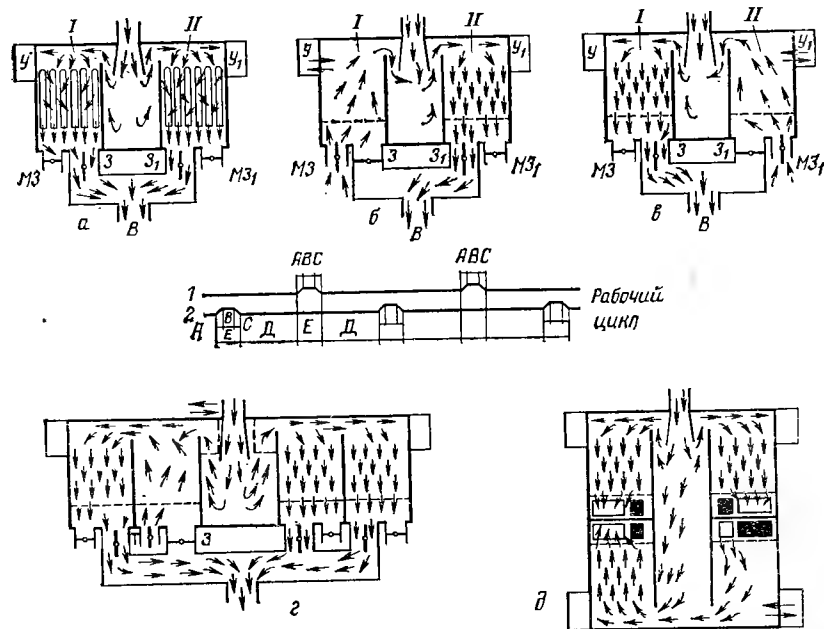


Рис. VIII-5. Направление газовых потоков при создании реверсивного потока в одной из секций многосекционных фильтров [778]:

а-в — в двухсекционном фильтре; а — обе секции I и II пропускают запыленный воздух; б — заслонка 3 — закрыта, МЗ — открыта для реверсивного воздуха через фильтр I, механизм У включен для удаления пыли из мешка; в — заслонка 3 закрыта, а МЗ — открыта для реверсивного воздуха через фильтр II, механизм У, открыт для удаления пыли; г — компоновка в один ряд; д — компоновка в два ряда.

В первой модели (см. рис. VII-1) с этой целью ослабляли натяжение мешка, его стенки опадали, и напластовывавшаяся пыль обрушивалась в бункер через широкое пространство рукава. В связи с тем, что широкие мешки обеспечивали ограниченную площадь фильтровальной поверхности, появилась тенденция применения узких рукавов, которые в помещении такого же размера позволяют получить гораздо большую фильтрующую поверхность. Однако в этом случае пылевые отложения задерживаются в рукаве при опадании его стенок, поэтому в рукавах стали предусматривать распорки

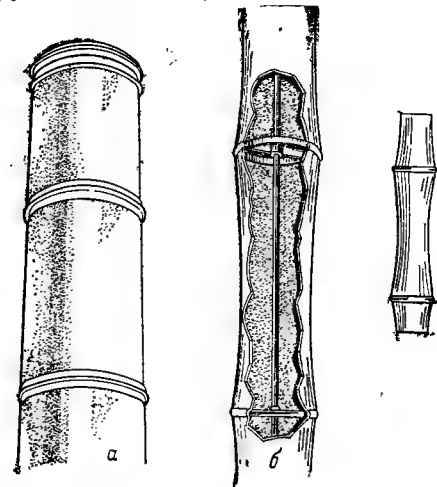


Рис. VIII-6. Внутренние опорные конструкции фильтрующих рукавов [570].

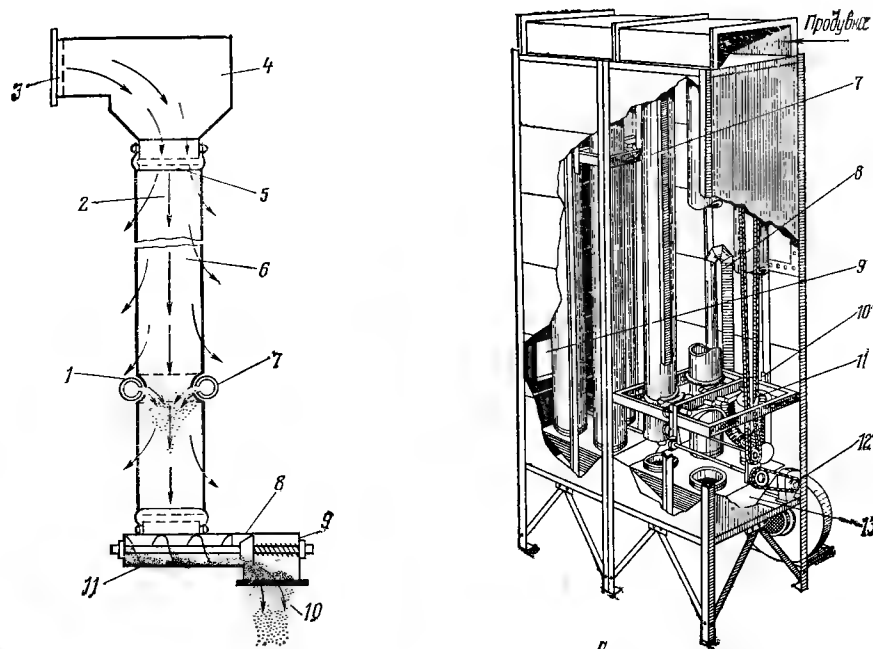


Рис. VIII-7. Механизмы извлечения пыли из фильтров с реверсивной струей воздуха, подаваемой через обдувочное кольцо:

а — система «Херси»; б — система «Джанксмен»; 1 — очищающее кольцо; 2 — ткань; 3 — коллектор; 4 — войлочный фильтровальный рукав; 5 — дроссельный конус; 6 — пружина ре-гулирования дросселя; 7 — волокнистые фильтры; 8 — шланг для продувочного воздуха; 9 — гузирования дросселя; 10 — опоры очищающего кольца; 11 — рама очищающего кольца; 12 — воздуходувка высокого давления; 13 — пылевые бункеры; б — система «Джанксмен»: 1 — вентиля-тор; 2 — главный эксгаустер; 3 — труба для выхода чистого воздуха; 4 — коллективный ды-тоход; 5 — труба для входа запыленного воздуха; 6 — верхняя перегородка; 7 — фильтро-вальные рукава; 8 — рама обдувочного устройства; 9 — обдувочная труба; 10 — нижняя часть системы; 11 — нижняя перегородка; 12 — шнек.

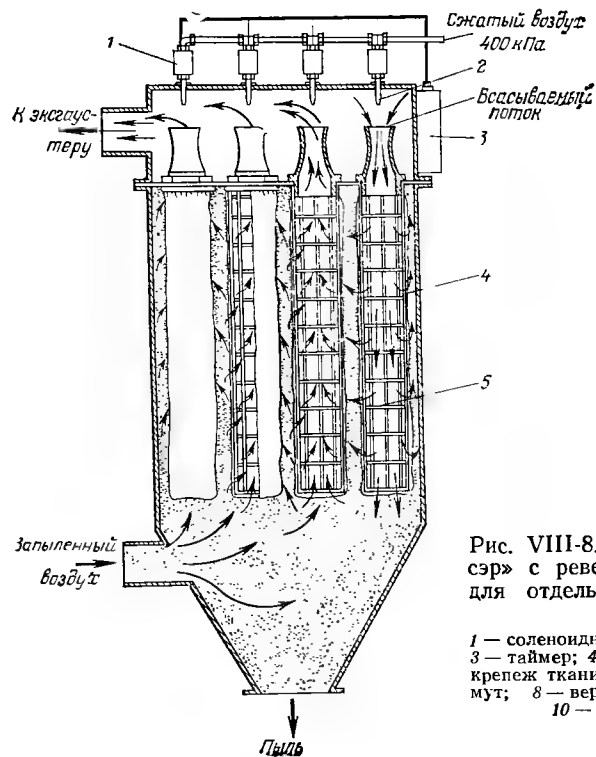


Рис. VIII-8. Система «Микро — Пальсэр» с реверсивной струей воздуха для отдельных фильтрующих рукавов [665]:

1 — соленоидные клапаны; 2 — форсунка; 3 — таймер; 4 — фильтровальная среда; 5 — крепеж ткани; 6 — трубка Вентури; 7 — хомут; 8 — верхняя пластина; 9 — зажим; 10 — фиксатор; 11 — войлок.

в виде удерживающих колец, расположенных с определенным интервалом и предотвращающих полное опадание стенок рукава.

Кроме встряхивания мешка в вертикальном направлении (рис. VIII-4, а), используют его встряхивание в поперечном направлении (рис. VIII-4, б и в), причем последний является наиболее эффективным. При высоких температурах, когда прочность волокон ослаблена, механическая вибрация может еще более снизить прочность фильтрующей ткани, поэтому предпочтение следует отдать осторожному встряхиванию в поперечном направлении.

В последние годы в промышленную практику введены также акустическая вибрация и воздействие ударных волн низкого давления, однако пока информация о работе таких систем весьма ограничена. Для высокотемпературных режимов, а также для агрессивных сред, в которых работа механизмов особенно трудна (заклинивание и быстрая коррозия), эти методы представляются наиболее удобными.

На многих установках встряхивание мешков сопровождается реверсированием потока газов в очищаемой секции (рис. VIII-5):

Двухсекционный фильтр разделен на две секции I и II (рис. VIII-5, а—в). Каждая секция имеет собственное устройство У с приводом от электродвигателя для встряхивания мешков. Центральный классификатор способствует лучше-

му распределению запыленного воздуха, более удобному расположению пылепроводов. Кроме того, он позволяет значительно увеличить степень осаждения пыли (особенно крупных частиц), т. е. снимает часть нагрузки с фильтров.

Камеры чистого воздуха обеих секций фильтра имеют главные заслонки 3 и 3₁ и небольшие заслонки для реверсивного потока (МЗ и МЗ₁). Каждая главная заслонка и заслонка реверсивного потока соединены рычажным механизмом с небольшим двигателем; с помощью таймера регулируется открытие и закрытие заслонок: когда закрывается главная заслонка, открывается соответствующая заслонка реверсивного потока воздуха. Две главные заслонки открываются в общий воздуховод к вентилятору В, соединяющий фильтр с вытяжным вентилятором.

В положении а обе секции фильтра пропускают запыленный воздух, что соответствует периоду D рабочего цикла.

Рабочий цикл 1 и 2 на рисунке соответствует двум секциям (I и II), как указано выше.

Период А соответствует 1 мин на закрытие заслонки, отсекающей одну секцию; В — 2 мин работы устройства встряхивания, С — около 1 мин на открытие заслонок, период D — от 15 мин до нескольких часов при одновременной работе обеих секций, а Е — от 4 до 6 мин работы одной секции, в то время как другая закрыта на встряхивание мешков.

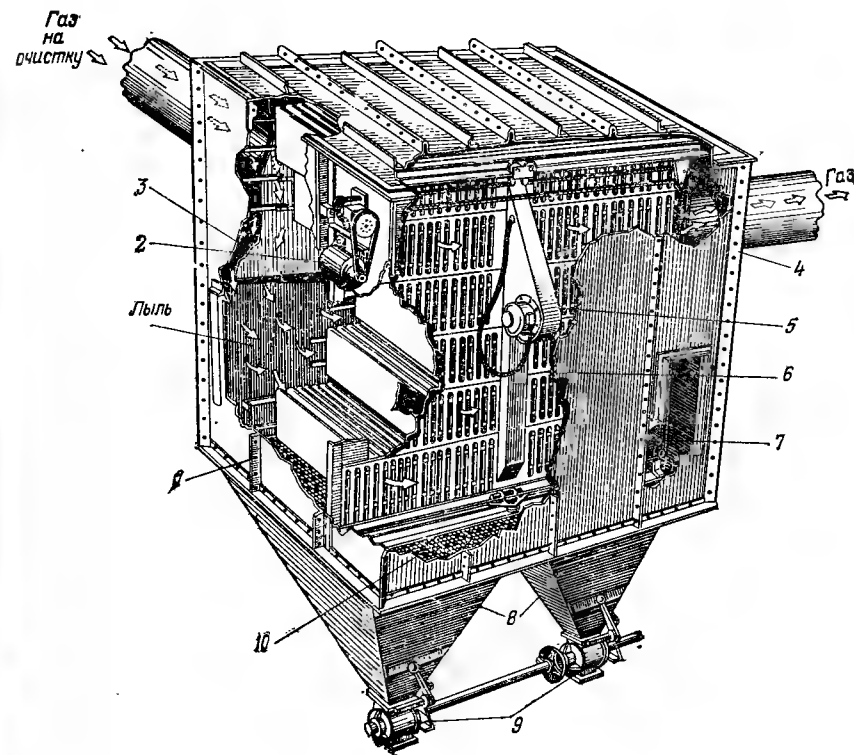


Рис. VIII-9. Система с непрерывной реверсивной продувкой воздухом для плоских фильтрующих рукавов [621]:

1 — рама фильтрующего экрана и фильтрующие мешки; 2 — привод подвижного коллектора и двигатель; 3 — отражательные пластины; 4 — кожух; 5 — продувочный коллектор; 6 — решетка; 7 — привод коллектора и рабочие шкивы; 8 — бункеры; 9 — поворотные сбросные клапаны; 10 — нижняя решетка.

Фильтры более высокой производительности могут разделяться на четыре и более секций с общим классификатором. Каждая секция имеет собственное устройство для встряхивания мешков, главную заслонку и заслонку реверсивного потока газов. При одночасовом рабочем цикле каждые 15 мин из одной секции будет удаляться пыль, т. е. каждая секция очищается один раз в час. Фильтры могут компоноваться в один (рис. VIII-5, *г*) и два ряда (рис. VIII-5, *д*) в зависимости от наличия свободного места. При компоновке в один ряд (*г*) четыре секции участвуют в процессе, вторая слева отключена. Главная заслонка *З* закрыта, небольшая заслонка *Т* открыта для реверсивного потока воздуха.

При компоновке в два ряда (*д*): в четырехсекционном фильтре регулирующие заслонки установлены в нижней части, главная заслонка закрыта, небольшая заслонка открыта для пропуска реверсивного потока воздуха, стряхивающий механизм *Х* включен для удаления пыли из мешков в нижней левой секции.

Круглая форма мешков обеспечивается кольцами, пришитыми к мешкам (рис. VIII-6, *а*), либо закрепленными неподвижно с помощью стержней, подвешенных по оси мешков. Обе эти системы используются в фильтрах, работающих в высокотемпературных режимах (рис. VIII-6, *б*).

Метод «сжатия мешка» путем реверсирования потока газов без дополнительного встряхивания находит широкое применение при высоких температурах (до 280 °С), например, для газов цементных печей. Этот метод позволяет удлинить срок службы фибергласовых мешков.

Кроме встряхивания в сочетании с легким реверсивным потоком газов, пылевые отложения фильтра могут также выдуваться путем продувки мощной струей воздуха. Разработано три системы такого типа. В первой из них (рис. VIII-7, *а*) имеется наружное кольцо диаметром несколько меньше диаметра фильтрующего рукава. Кольцо имеет прорезь на внутренней стороне, прилегающей к стенкам рукава; оно медленно и непрерывно перемещается вверх и вниз по фильтрующему рукаву. Под влиянием нормального потока газов рукав раздувается; кольцо, имеющее меньший диаметр, сжимает рукав, освобождая ткань от отложений пыли. Затем мощная струя воздуха из прорези кольца выдувает оставшиеся пылевые отложения [362 а].

Вместо отдельных колец может применяться каркасная конструкция, представленная на рис. VIII-7, *б*.

Во второй системе нормальное направление потока газов реверсируется, т. е. поток газов направляется извне внутрь мешка, закрепленного на каркасе и закрытого снизу (рис. VIII-8), в то время как очищенные газы уходят через верхнюю часть мешка. Периодически струя воздуха, подаваемая из сопла с большой скоростью, временно реверсирует поток газов, в результате чего пылевые отложения стряхиваются и сбрасываются в бункер.

Третья система была разработана для плоских фильтровальных рукавов. В ней, так же как и во второй системе, используется реверсивный поток воздуха, однако, здесь он направлен между двумя изолирующими валиками, которые перемещаются от одного рукава к другому (рис. VIII-9).

рис. VIII-10. Пружинная система натяжения для фильтрующих рукавов.

Подвески и опоры фильтрующих рукавов

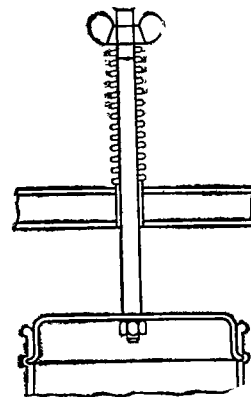
Выбор системы подвесок и опор рукавов зависит от направления газового потока и метода удаления пыли. Если рукав имеет круглое сечение и поток газов направлен изнутри круглого рукава наружу, то стенки круглого рукава не будут опадать в процессе работы. Тогда и метод встряхивания, и скорость потока газов в реверсивном направлении (если он реверсируется), и длина круглых рукавов определяют необходимость применения колец для опирания мешка при удалении уловленной пыли. Использование опорных элементов повышает стоимость фильтрующих рукавов.

В случае применения плоских рукавов поток газов всегда направлен снаружи внутрь рукава, тогда рукава должны опираться на каркас. Поток газов в противоположном направлении раздувает рукава, примыкающие друг к другу рукава соударяются и подвергаются износу. Если используется система очистки, показанная на рис. VIII-8, то и для мешков круглого сечения необходимо предусмотреть опорный каркас.

Один конец фильтрующего рукава закрепляют вокруг отверстия, через которое газы поступают или выводятся из рукавов. В этом месте ткань должна прилегать очень плотно; для этой цели в рукав вводят короткий патрубок, поверх которого с помощью винтового зажима или патентованного крепления крепится рукав. Конструкция патрубка должна быть такой, чтобы мешок не соскальзывал при встряхивании (например, с выступающей кромкой). Кроме того, именно здесь рукав несет наибольшую нагрузку и подвергается наибольшему износу, поэтому этот участок рукава зачастую армируют. Длинные фильтрующие рукава могут иметь индивидуальные натяжные устройства пружинно-винтового типа (рис. VIII-10). Короткие рукава могут работать без подобных устройств.

Кожух

Тип оболочки системы мешочных фильтров зависит от свойств и состава газов, их температуры и направления потока, а также от типа используемой системы удаления улавливаемой пыли. Если газы не предназначены для дальнейшего использования и не обладают коррозионно-активными или токсическими свойствами, а поступают внутрь фильтрующего устройства лишь для обеспыливания, кожух мешочных фильтров служит только защитой рукавов



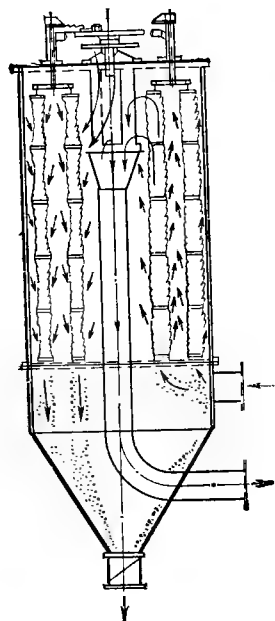


Рис. VIII-11. Цилиндрический кожух для фильтрующих рукавов с отделением крупных частиц путем центрифугирования [807].

и встряхивающего механизма от атмосферного воздействия. В этом случае могут применяться простые листы из гофрированной стали, если необходимо, оцинкованные для защиты от атмосферной коррозии, а очищенные газы будут удаляться через отверстия в кожухе. Если создается реверсивный поток газов за счет всасывания воздуха внутрь мешков, подобная простая конструкция работает удовлетворительно.

Если газы могут использоваться в последующем технологическом цикле или они обладают токсичными свойствами, помещение для мешочных фильтров тщательно герметизируют, и при недостаточном давлении в системе используют вытяжной вентилятор для удаления газов. Преимущество данной системы перед открытым поме-

щением заключается в том, что вентилятор пропускает очищенные газы, поэтому снижается эрозия лопаток вентилятора и увеличивается его срок службы.

Когда вентилятор работает на отсосе газов из кожуха, он должен быть усилен для противодействия наружному давлению. Цилиндрический кожух (рис. VIII-11) может быть наиболее выгодным с экономической точки зрения, особенно для небольших установок. Тангенциальный ввод газов в цилиндрический кожух обеспечивает удаление крупных частиц под действием центробежных сил. Тщательная герметизация кожуха позволяет сократить подсос внутрь кожуха избыточного воздуха.

В рабочем помещении, где грязные газы находятся с внешней стороны фильтрующих рукавов (плоские рукава или фильтры с реверсированием струи, см. рис. VIII-8), оболочка должна выдерживать давление изнутри, равное нескольким сантиметрам водяного столба. В этом случае сквозь неплотности кожуха в окружающую атмосферу будут поступать грязные газы.

Оболочка изготавливается, как правило, из резины или поливинилхлоридом для работы в агрессивных или влажных средах. Некоторые материалы не выдерживают действия высоких температур, поэтому для оболочек могут потребоваться нержавеющие или специальные стали. Часто для снижения тепловых потерь и поддержания температуры газов выше их точки росы возникает необходимость в изоляции установки.

2. ФИЛЬТРОВАЛЬНЫЕ МАТЕРИАЛЫ

Как указывалось, фильтрующие волокна должны быть тонкими; при наличии электростатического заряда они должны обеспечивать улавливание пыли. Необходимо также учитывать ориентацию волокон, которые должны располагаться перпендикулярно потоку газа для достижения максимальной эффективности, а также механическую прочность ткани, выдерживающей встряхивание и вибрацию. Кроме того, волокна должны быть химически стойкими и стойкими к воздействию плесени, а в некоторых случаях (для необработанной шерсти) насекомых и бактерий.

Как было ранее сказано, применяемые фильтры могут содержать природные волокна (хлопок, лен, шерсть, шелк, асбест), стеклянные или химические волокна самого различного состава.

Ниже приведены фирменные названия волокон, применяемых в качестве фильтрующей среды:

Химическое название	Тип волокон	Фирменное название
Полиакрилонитрил	Штапельное волокно и пряжа из элементарных волокон	Микротейн
Полиакрилонитрил	Пряжа из элементарных волокон и штапельные волокна	Орлон: тип 42, штапельные волокна; тип 81 пряжа из элементарных волокон ПАН. Дралон-Т Редон
Полиамид	Штапельные волокна и пряжа из элементарных волокон	Найлон
нормальные алифатические сегменты периодических амидных связи	Пряжа из элементарных волокон	Перлон Фрилон Номекс
Полиэфир (тетрафталат полиэтилена)	Пряжа из элементарных волокон и штапельные волокна	Терилон Дакрон Диолон Тревира
Полиэтилен	Пряжа из элементарных волокон	Политен Аокатен
Полипропилен	Пряжа из элементарных волокон и штапельные волокна	Политейн
Политетрафторэтилен	Пряжа из элементарных волокон	Тефлон ПТФЭ Гостафлон Виньон Ровилфибро
Поливинилхлорид	То же	Саран
Сополимерное волокно: 1,1-дихлорэтилен (90%), хлористый винил (10%)	Пряжа из элементарных волокон	
Сополимерное волокно: хлористый винил (60%) акрилонитрил (40%)	То же	Динел

Все природные волокна представляют собой короткие волокна, именуемые штапельными, которые либо спрессовывают в войлок, либо из них вначале пряжут пряжу и затем ткют ткань. Химические волокна изготавливаются либо в форме штапельных волокон, либо в виде длиноволокнистой элементарной пряжи; последняя обладает гораздо более высокой механической прочностью. Например, длиноволокнистая элементарная пряжа из полиэфирного волокна обладает прочностью, превышающей в два раза прочность пряжи из штапельных волокон такого же диаметра.

Фильтрующие ткани представляют собой тканый материал или валяный войлок. Войлочные материалы обычно используются в фильтрах с реверсивной воздушной струей или с реверсированием потока газов для сдува пылевых напластований с поверхности материала. Тканые материалы применяются для изготовления фильтрующих мешков, подвергаемых встряске или вибрации; в этих случаях материалы должны обладать большей прочностью.

Применяемый узор ткани основан либо на «хлопчатобумажной системе», в которой из штапельных волокон вырабатывается тонкая пряжа, либо на «шерстяной системе», которая состоит из более длинных штапельных волокон, позволяющих выделывать более грубую ткань, лучше поддающуюся мерсеризации. Если ткань изготавливают из пряжи, состоящей из гладких элементарных волокон, она будет иметь гладкую поверхность, удобную для удаления пылевых отложений. Однако в этом случае для обеспечения меньшей проницаемости ткани переплетение волокон должно быть более тугим. Пылевые отложения в фильтре, как правило, имеют высокую плотность, и очистка встряхиванием будет более эффективна. Таким образом для фильтрования и очистки газов изготавливают два типа тканых материалов: простые неворсистые и ворсистые (мерсеризованные) ткани; вористой стороной ткань обращена в сторону потока грязных газов.

Поры в тканых материалах образованы переплетением нитей и волокон, на долю волокон приходится 30—50% пустот в тканях. Когда газы присасываются через ткань, большая часть потока вначале пройдет через отверстия между нитями, и лишь небольшая часть газов проходит через промежутки между волокнами, где и происходит наиболее эффективное улавливание частиц. Чем туже скручены волокна пряжи, тем меньше газов сможет проникнуть в промежутки между волокнами.

Через некоторое время после начала фильтрования через гладкую ткань крупные частицы застревают в отверстиях между нитями, тогда поток газов вынужден проходить через промежутки между волокнами. В этом случае ткань служит наиболее эффективным фильтром как для мелких, так и для крупных частиц и, таким образом, начинается формирование пылевых отложений.

Простые ткани без начеса, как правило, с большей легкостью освобождаются от пылевых отложений при встряхивании ткани, в то время как волокна ворсистых тканей имеют тенденцию прочно удерживать пылевые отложения. После удаления пылевых напластований эффективность фильтрования и перепад давления на гладкой ткани снова снижаются до тех пор, пока не завершится первая ступень фильтрования, на которой происходит закупорка отверстий между нитями.

В тех случаях, когда используется ворсистая ткань, частицы в основном улавливаются ворсом — крупные частицы в процессе инерционного столкновения, а мелкие частицы — методом диффузии; при этом переплетение нитей служит в качестве механической опоры. Бергманн [71a] рекомендует использовать ткань с легким начесом, особенно в режиме умеренных температур. Однако, если ткань изготовлена из синтетического волокна, то при температурах, близких к точке размягчения волокон, предпочитают использовать ткань без ворса. Частицы, проникающие сквозь ворс, либо застревают в переплетениях нитей, либо проходят насквозь. Частицы, застрявшие в переплетениях нитей вряд ли могут быть высвобождены при встряхивании, и на ранних этапах эксплуатации фильтровальных тканей наблюдается увеличение перепада давления при некотором снижении эффективности. Некоторые волокна ворса отрываются в процессе встряхивания пылевых напластований и со временем ворс полностью утрачивается. В результате ткань становится невористой, хотя в некоторых случаях ворс может быть восстановлен.

Начес, или ворс, формируется при обработке ткани чесальными устройствами, которые, взаимодействуя с тканью, вырывают поверхностные волокна из переплетенных нитей ткани. Наиболее эффективны обычные проволоочные чесальные устройства, шлифовальные устройства приводят к нежелательному обрыву волокон. Если ткань подвергается начесыванию, необходимо выбрать пряжу со скруткой, не превышающей 200 витков на 1 м, иначе начесывание ткани затрудняется. При малой запыленности более тяжелая ткань (4-слойная, 0,58 кг/м²) имеет высокую начальную эффективность улавливания с приемлемым перепадом давления, в то время как при высокой степени запыленности более легкая ткань (0,44 кг/м²) характеризуется малым перепадом давления [884].

Химические волокна имеют тенденцию удлиняться под влиянием нагрузки и сжиматься при высоких температурах. В связи с этим важно, чтобы используемые ткани были стабилизированы путем термической усадки, и в дальнейшем нагрузка на ткань от пылевых отложений была сокращена до приемлемого минимума. Поэтому необходимо, чтобы во время цикла очистки из ткани удалялось как можно больше уловленных веществ.

Некоторые вещества обладают клейкими свойствами (пылевидные выбросы дуговых печей, пыль оксида цинка и газообразные отходы процесса выплавки алюминия), в результате для удаления ворса может потребоваться опаление поверхности ткани. В целях лучшего удаления пылевых отложений применялась также обработка ткани кремнийорганическими смолами, этот процесс особенно эффективен в условиях присутствия влаги [71a].

Нетканые материалы, или «войлоки», отличаются от тканых материалов тем, что представляют собой волокна, равномерно распределенные по всей толщине материала, при этом материал отличается механической прочностью за счет взаимодействия между волокнами. Прочный войлок может быть изготовлен только из волнистых штапельных волокон. Волокна вначале прочесывают, на образующуюся паутину накладывают другую в поперечном направлении. Волокна скрепляются механически в результате пропускания ткани через прошивочный станок, после чего войлок проходит термическую и химическую обработку с целью усадки материала, а также для того, чтобы предотвратить образование плесени и защитить материал от насекомых, если в этом есть необходимость.

В настоящее время войлоки изготавливают из шерсти, полиэфирных волокон или путем комбинирования указанных волокон. Эффективность фильтрования, как правило, высока, хотя перепад давления со временем увеличивается, так как в ткани откладывается все большее количество частиц, которые не поддаются встряхиванию или удалению с помощью реверсивного потока газов. Даже если реверсивному потоку газов и удается сменить частицу, осевшую в войлоке, она вновь будет захвачена, прежде чем достигнет поверхности войлока.

Таким образом, предпочтение отдают фильтрующим материалам, оказывающим наименьшее сопротивление потоку газов, но по-прежнему имеющим необходимую эффективность улавливания. Сопротивление потоку газов выражается через проницаемость ткани, величина которой определяется эмпирически как объем воздуха (в м³), который проходит через 1 м² ткани в 1 мин при перепаде давления 125 Па. Типичные значения проницаемости тканей из химических волокон составляют порядка от 1 до 2 м³/мин, в то время как проницаемость шерсти с простым рисунком переплетения нитей равна 3 м³/мин [163] (см. также стр. 362 сл.).

Испытание на проницаемость описано в стандартах Американского общества по испытанию материалов (№ Д 737 «Annual Book of Standards», 1971 г., часть 24, стр. 111); согласно требованиям поток воздуха пропускают через образец (255×255 мм), зажатый между пластинками, в которых имеется проходное отверстие диаметром 70 мм и на которых поддерживается перепад давления 125 Па.

Свойства волокон и их применение

Волокна хлопка. Хлопчатобумажная ткань является самой дешевой из доступных на рынке тканей. Ткань прочна при комнатных температурах и может использоваться при температуре до

82 °С. В режимах высоких температур, а также в перегретом паре хлопчатобумажные ткани быстро теряют прочность и изменяют свои свойства. Хлопчатобумажные ткани нестойки в кислотных или окислительных средах, а также в присутствии муравьиной кислоты, органических растворителей или перекиси водорода. Сопротивление действию щелочей высокое.

Хлопчатобумажные волокна довольно грубы и не рекомендуются для улавливания частиц размером менее 10 мкм.

Шерстяные волокна гораздо более тонкие, чем хлопчатобумажные волокна, поэтому шерстяные ткани и войлоки в течение многих лет широко используются для фильтрования газов. В большинстве стран стоимость шерстяной ткани примерно в два раза выше стоимости хлопчатобумажной ткани. Так же, как и хлопок, шерсть не пригодна для использования при повышенных температурах, поэтому, не рекомендуется ее длительное применение в режимах при температуре свыше 95 °С. Шерсть утрачивает свойства в атмосфере паров и щелочей, однако она обладает стойкостью в слабокислых средах. Шерсть может сочетаться с полиэфирным волокном, что придает ей большую прочность и обеспечивает более продолжительный срок службы фильтровального рукава.

Льняные и шелковые ткани, как правило, не используются в качестве фильтровального материала.

Асбестовые волокна имеют исключительно малую толщину: они весьма пригодны для улавливания мелких частиц (см. стр. 000) и отличаются устойчивостью к высоким температурам. Однако эти волокна не могут быть удовлетворительным образом скручены и сотканы или сваляны в материал, достаточно прочный для того, чтобы использоваться для изготовления фильтровальных рукавов. Смешивание асбестовых волокон с 5—10% хлопковых волокон дает ткань, которая, будучи слабее хлопчатобумажной при комнатных температурах, сохраняет некоторую прочность при температурах до 400 °С. Однако прочность этих тканей во многом уступает прочности тканей из стекловолокна, предпочтительно используемого при высоких температурах [521].

Стекловолокно. При температуре от 150 до 300 °С, т. е. в диапазоне, при котором свойства почти всех природных и химических волокон ухудшаются, тонкие стеклянные волокна отличаются прочностью и гибкостью. По сравнению с другими волокнами, стойкими при высоких температурах (волокна кремнекислого алюминия), стекловолокно может использоваться в обычных мешочных фильтрах, оборудованных механизмами для легкого встряхивания.

Стеклянные волокна изготавливаются из борсиликатного стекла (Пирекс) или, что бывает очень редко, из натриевого стекла [555]. Основные составляющие элементы стекла сплавляются в стекловаренной печи и затем отливаются в шарики. Последние подвергаются переплавке в небольшой печи, жидкое стекло пропускают через отверстия, образуящиеся непрерывные нити, они

Рис. VIII-12. Испытания на стойкость фильтровальных мешков, изготовленных из стекловолокна с обработкой кремнием (кривая 1) или кремнием с графитом (кривая 2) [570].

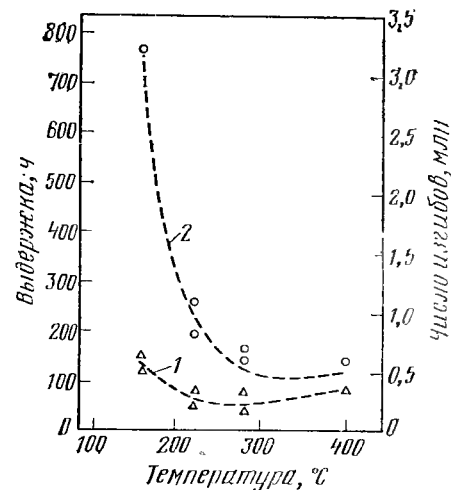
утоняются, классифицируются и наматываются на бобины, вращающиеся с высокой скоростью.

Штапельные стеклянные волокна могут формироваться с помощью струи воздуха, направленной на нити жидкого стекла, вытекающего из бака переплавки. Штапельные волокна собираются на барабан и прядутся в пряжу, из которой изготавливают ткань (необработанная продукция). Необработанный продукт зачастую вновь подвергают обработке с целью удаления аппрета путем выпечки ткани в печи при 250—325 °С в течение 48 ч. При этом аппрет выгорает и волокно приобретает постоянную волнистость. На последней стадии волокно покрывают слоем кремнийорганической смолы, которая проходит термообработку, после чего обработанную ткань сшивают в рукава. Кремнийорганическую смолу получают из фенилметилсилана или диметилсилана.

Стеклоткань обладает отличным сопротивлением химическому воздействию и не подвержена действию кислот или щелочей. Даже газообразные фтористые соединения, содержащие фтористый водород, четырехфтористый кремний или трехфтористый бор, могут разрушать стекло только в присутствии влаги, которая отсутствует при рабочих температурах.

Поскольку ткани из стекловолокна хорошо зарекомендовали себя при встряхивании пылевых отложений, то легкое встряхивание, смятие мешка или звуковая вибрация представляются вполне пригодными методами удаления уловленной пыли, что способствует продлению срока службы фильтровальной ткани. Повреждение мешков может быть вызвано абразивным износом в результате трения между волокнами. Это было подтверждено увеличением срока службы мешков при температуре 300 °С путем обработки мешков коллоидным графитом как смазочным материалом [521] (рис. VIII-12).

Некоторые специалисты считают, что сжигание аппрета снижает механическую прочность ткани и даже на необработанных [785] тканях могут быть получены хорошие результаты. Ниже приведены некоторые данные о работе установок с фильтровальными мешками из стекловолокна [785].



Относительные свойства химических волокон, расположенных в порядке проявления, (ПАВ — полиамидные волокна, ПАНВ — полиакрилонитриловые волокна, ПЭВ — полиэфирные волокна, ПТФЭВ — политетрафторэтиленовые волокна)

Жаростойкость		Сопротивление растяжению	Стойкость в среде			Сопротивление коррозии и плесени	Сопротивление изгибу и истиранию	Стойкость
в сухой среде	во влажной среде		кислот	щелочей	окислителей и восстановителей			
ПТФЭВ	ПТФЭВ	ПАВ	ПАНВ	ПТФЭВ	ПТФЭВ	ПАВ	ПТФЭВ	
ПЭВ	ПАНВ	ПЭФ	ПТФЭВ	ПАВ	ПЭВ	ПЭВ	ПЭВ	
ПАНВ	ПАВ	ПАНВ	ПЭФ	ПЭВ	ПАНВ	ПАНВ	ПАНВ	
ПАВ	ПЭВ	ПТФЭВ	ПАВ	ПАНВ	ПАВ	ПТФЭВ	ПТФЭВ	

вию щелочей. В то же время полиамидные волокна обладают стойкостью по отношению к щелочам, но быстро утрачивают свои качества в кислотных средах. В частности, полиакрилонитриловое волокно типа микротэна обладает более высокими теплостойкостью при температурах до 126°C и сопротивлением воздействию минеральных и органических кислот, но при удовлетворительной стойкости в разбавленных растворах щелочей разрушается горячими концентрированными щелочами. Эти волокна используются при изготовлении мешочных фильтров, где пылевые отложения удаляются как с помощью реверсирования потока газов, так и путем встряхивания. Волокна сополимера 1,1-дихлорэтилена пока не нашли применения для очистки дымовых газов.

Простые полиолефиновые волокна, основой которых является полимер, содержащий примерно 85% (масс.) этилена, пропилена или других олефинов, характеризуются очень низкой теплостойкостью и теряют вязкость пропорционально повышению температуры. Одно из этих волокон с торговым названием политейн, представляет собой полипропиленовое волокно, максимальная рабочая температура которого 93°C; при температурах выше указанной волокна изменяют свои размеры. С другой стороны, при температурах, ниже указанной, волокно отличается высокой устойчивостью в минеральных и органических кислотах, а также в щелочах.

Исследования, проведенные на ткани из полиамидного волокна [902], свидетельствуют о том, что материал не разрушается при 120°C, однако после работы при такой температуре эффективность фильтрации снижается и появляются желтые пятна. Аналогично ткани, состоящая из смеси полиэфирного волокна и 30% хлопка и сохраняющая механическую прочность при нагревании выше 100°C, будет разрушаться в отдельных местах (изменение структуры волокон), что повлечет за собой ухудшение процесса улавливания частиц.

Цветные металлы. Пары оксида свинца при 205°C фильтровали со скоростью 6 мм/с. Пары оксида цинка фильтровали при 230°C, скорость фильтрации 8 мм/с, использовали 3-метровые мешки диаметром 120 мм. Общая площадь фильтрующей поверхности мешков из стекловолокна 20500 м². Мешки освобождали от осадков путем смятия стенок каждые 0,5 ч и механическим встряхиванием через каждые 8 ч. Срок службы мешков свыше 2 лет.

Угольная сажа. Скорость фильтрации 2,5 мм/с при температуре газов 205—260°C, диаметр мешков 120 мм, длина 3,5 м. Очистка проводится смятием мешка с одновременным встряхиванием.

Цемент. Скорость фильтрации 11 мм/с при 260°C, используются тканые рукава из стекловолокна диаметром 300 мм и длиной 7,5 м. Фильтр, состоящий из двадцати отсеков, в каждом из которых находится 48 рукавов, обрабатывает 150 000 м³/ч газов. Перепад давления составляет 0,75 кПа. Фильтры очищаются путем смятия стенок рукавов через каждые 60 мин.

Стапельные электродуговые печи. Скорость фильтрации 5,5 мм/с при 260°C; используются фильтровальные рукава диаметром 300 мм, длиной 7,5 м; производительность фильтрации 180 000 м³/ч дымовых газов. Очистка путем смятия стенок рукавов.

Кислородно-мартеновские печи [363]. Расчетная производительность 250 000 м³/ч при 260°C. Скорость фильтрации 10 мм/с при условии работы девяти из десяти фильтровальных отсеков. Каждый отсек содержит 80 мешков, диаметр 300 мм, длиной 11 м (поверхность 750 м² на каждый отсек). Пять звуковых генераторов работают на сжатом воздухе. Общие габариты установок: длина 24 м, ширина 12 м, высота 20,7 м. Измеренная концентрация пыли на выходе составляет 0,31 мг/м³. По истечении 10 мес. службы менее 2% мешков требовало замены. Капитальные затраты (1959 г.) составили 750 000 долларов США по сравнению с 970 000 долларов США, затраченными на электрофильтры. Расходы на обслуживание и эксплуатацию, как было выяснено, составили около половины средств, израсходованных на обслуживание электрофильтров.

Электростанции с котлами, работающими на угольной пыли [100]. Имеются данные о работе установки мешочных фильтров с четырьмя секциями и подачей дымовых газов в верхнюю часть фильтра производительностью 50 000 м³/ч. Установка предназначена для котлов, работающих на угле с зольностью 9,6%. Концентрация примесей на входе 0,8 г/м³. В результате испытаний, проведенных с целью определения расходов и сопротивления фильтров, установлено, что при применении стекловолоконных материалов скорость газов должна быть не выше 18 мм/с.

Химические волокна. Химические волокна (см. стр. 349), как правило, обладают более высокой стойкостью к тепловому и химическому воздействию, чем природные волокна, шерсть и хлопок. Сопоставление их свойств дано в табл. VIII-1 (качественное) и в табл. VIII-2 (количественное).

Войлочные материалы из политетрафторэтиленовых элементарных волокон являются химически инертными и могут длительно использоваться при 288°C с пиковыми температурами до 316°C. Волокна являются гидрофобным веществом малой плотности, что позволяет фильтровальным материалам из этих волокон улавливать не только твердые частицы, но и мелкие капельки кислотного тумана. Гидрофобность волокон способствует стеканию капель по поверхности в коллектор.

Химические волокна применяются также для улавливания твердых частиц, содержащихся в горячем газообразном хлоре.

Полиэфирные и полиакрилонитриловые ткани устойчивы к воздействию кислот, органических растворителей, окислительных и восстановительных реагентов; однако они подвержены воздействию

Свойства волокон и условия предварительной

Волокно	Торговое название	Тип	Стоимость*	Т. пл., или т. сублим., °C
Хлопок	—		1	80
Шерсть	—		2	93
Олефин (полипропилен)	Политейн	Пряжа элементарн. прошитая	—	93
Полиэфир	Дакрон	То же + комбинированная	2,7	260
Полиамид длинная	Найлон	Пряжа	2,1	250
ароматическое азено	Номекс	Пряжа элементарн. прошитая	6,9	371 (разлож.)
Полиакрилонитрил	Микротейн	То же	2,1	225 (т. слипания)
Политетрафторэтилен	Тефлон FEP	Элементарное волокно	~40	—
Стекло	—	То же	2,3	—

* В относительных единицах, стоимость хлопка принята за единицу.

Модифицированный полиамид, имеющий вместо обычных прямоцепочечных алифатических сегментов ароматические звенья найлона-66, — волокно, устойчивое к действию высоких температур. Оно именуется «номекс» (изготовитель — фирма «Дюпон»). Номекс обладает более высокой устойчивостью к действию минеральных и органических кислот, чем найлон-66 или найлон-6, но не такой, как полиэфирные или акриловые волокна. Щелочестойкость номекса при комнатной температуре достаточно высока (выше, чем щелочестойкость полиэфирных и акриловых волокон). Однако она снижается при действии концентрированных щелочей в режиме высоких температур. Материал обладает также хорошей устойчивостью к воздействию большинства углеводородов, но теряет свойства под влиянием окислительных реагентов. Волокна имеют стабильные размеры и не поддерживают горение. Продолжительный опыт применения номекса при 220°C для очистки дымовых газов металлургического цикла оказался очень успешным.

Фильтровальные рукава, изготовленные из химических волокон, сжимаются при повышенных температурах. Это приводит к изменению размеров волокон, снижению пористости и гибкости ткани. В тех случаях, когда материал предназначен для работы при по-

подготовки (усадки) для работы при высоких температурах

Полезная рабочая температура, °C	Плотность, кг/м ²	Химическая стойкость в средах	Условия усадки, °C	
			ширильный стан	газовая печь
0,24 24—0,29		Минер. и орган. кислоты; разбавл. щелочи		
130 (150)	0,12—0,43	Минер. и орган. кислоты (но не концентр. HNO ₃ , H ₂ SO ₄ и H ₂ CO ₃ щелочи)	220, 1 мин	220, 0,5 мин
120 (сухая) 107 (влажная)	0,21—0,24	Муравьиная кислота, хуже в минер. кислоте	205—220, 0,5 мин	
230	0,11—0,33	Минер. и орган. кислоты, щелочи при комн. температуре	—	—
130	0,095—0,36	Минер. и орган. кислоты, разбавл. щелочи	260, 1 мин	240, 1 мин
288, с пиками до 316	0,43—0,52	Минер. и орган. кислоты, щелочи, окислители	—	316, 1 мин
300	0,21—0,38	Разбавл. кислоты	—	—

вышенных температурах, его тщательно обрабатывают и подвергают предварительной усадке. Ткань обрабатывают паром в ненапряженном состоянии в присутствии специальных очищающих добавок и затем высушивают в условиях релаксации при 150—160°C. Если ткань изготовлена из элементарной пряжи, она может быть начесана и затем подвергнута предварительной усадке в машине или в газовой печи (см. табл. VIII-2). Во время обработки в печи ткань располагают на роликовых опорах таким образом, чтобы напряжение в ткани приходилось только на основу. Допускается усадка примерно на 15%. Во всех случаях температура предварительной усадки превышает рекомендуемые рабочие температуры, что предотвращает дальнейшую усадку ткани.

Плотность ткани из химических волокон ниже, чем плотность шерстяной ткани. Необходимо предусмотреть, чтобы фильтровальные рукава были сшиты нитью того же самого материала или нитью с той же устойчивостью к усадке, тепловому и химическому воздействию. Ниже описаны несколько примеров использования химических волокон.

Установка для фильтрования дымовых газов вагранки для выплавки серого чугуна производительностью 30 000 м³/ч при 135°C. Стандартная установка ме-

шочных фильтров имела пять отсеков, скорость газов через фильтровальную ткань 11,7 мм/с (для пяти отсеков) или 14,7 мм/с (для четырех отсеков); интервалы между циклами встряхивания в каждом отсеке 15 мин, а продолжительность цикла встряхивания 1 мин. В качестве фильтрующего материала использовали полиакрилонитриловое волокно; средняя концентрация пыли на выходе составила 15%. Эффективность улавливания системы составляла практически 100% [662].

Установка для фильтрации паров оксида цинка, содержащих некоторое количество SO_2 , при 135°C с автоматизированным встряхиванием мешков. Срок службы полиакрилонитриловой фильтровальной ткани 12 мес. (для сравнения — службы хлопчатобумажной ткани — 2 недели, шерстяной ткани — 3 месяца). Срок службы хлопчатобумажной ткани — 2 недели, шерстяной ткани — 3 месяца.

Установка для очистки дымовых газов печей производства цветных металлов, содержащих некоторое количество SO_2 при 140°C. Ткань из полиэфирного волокна служила без замены в течение 12 мес.

Фильтрация пылевидных абразивных веществ с высоким содержанием влаги с помощью полиакрилонитриловой ткани, срок службы которой 4,5 лет.

Полиамидный фильтровальный материал (номекс) успешно применяли для очистки газов металлургических процессов в электропечах, содержащих фтористые соединения (в основном HF и SiF_4). Преимуществом является то, что данная ткань, состоящая из элементарных волокон, обеспечивает скорость фильтрации 15 мм/с при перепаде давления 1,25 кПа. Эта величина на 50% превышает перепад давления для стекловолокна. Фильтровальные ткани, рекомендуемые для очистки таких газов, имеют плотность 0,105 кг/м², скорость фильтрации 30 мм/с, или 0,165 кг/м² при скорости фильтрации 80 мм/с.

Политетрафторэтиленовое (тефлон, ФЭП) элементарное волокно использовали для извлечения тумана серной кислоты (при 200°C) и газообразного хлора при 200°C. Скорость фильтрации по Фрэйзеру составляла 130—300 мм/с при перепаде давления 120 Па.

Другие области применения волокон описаны в книге Уолтера [902], где также дано сравнение хлопчатобумажных и шерстяных волокон (в тканях с начесом), а также войлоков из синтетических волокон, усиленных тканями материалами.

В табл. VIII-3 приведена примерная стоимость фильтровальных мешков (в долл. США на 1969 год).

Стоимость мешков из стекловолокна приведена ниже:

Диаметр, мм	150	150	150	280	280	280
Длина, м	2,71	3,05	3,65	6,1	7,3	10,0
Стоимость, долл.	5,35	5,81	6,67	13,50	15,97	21,59

Металлы. Для фильтрации очень мелких частиц, таких как частицы катализатора, успешно применялись и применяются пори-

ТАБЛИЦА VIII-3

Стоимость различных фильтровальных мешков диаметром 150 мм (в долл. США)

Волокно	Длина, м		
	1,81	2,14	2,50
Хлопок	—	2,03	2,15
Акриловое	3,95	4,19	4,62
Полиэфирное	4,74	5,23	5,84
Полиамидное (нейлон)	—	4,24	4,60

стые металлы [619]. Еще недавно для очистки газов при температурах до 270°C использовали войлочные материалы из волокон нержавеющей стали, усиленные стеклянными нитями и пропитанные политетрафторэтиленом; высокая коррозионная устойчивость этих материалов сочеталась с высокой пористостью. Сопротивление их при расходе газов 300 мм/с колеблется от 40 до 80 Па. Ткани, изготовленные из волокон нержавеющей стали, производятся в промышленном масштабе, однако до сих пор они не нашли применения для изготовления фильтровальных мешков.

3. РАБОТА ФИЛЬТРОВАЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Расход газов (соотношение расходов газов и площади фильтровальной поверхности)

Производительность фильтровальной установки зависит в первую очередь от площади фильтрующей ткани. Согласно теории фильтрации, если основным механизмом улавливания частиц является диффузия, скорость прохождения газов должна быть невысока. Если же улавливание частиц осуществляется путем инерционного столкновения и перехватывания, необходима высокая скорость газа.

При выборе скорости необходимо также учитывать другие факторы. Высокие скорости прохождения газов приводят к глубокому проникновению частиц в ткань, что затрудняет удаление пылевых отложений. Это способствует также увеличению перепада давления через фильтр. Однако более высокие скорости прохождения фильтруемых газов сокращают потребную фильтрующую поверхность, и, следовательно, для очистки эквивалентных объемов газов требуются установки меньших габаритов.

На основании практического опыта для различных улавливаемых материалов и типов оборудования специалисты вывели серию соотношений между расходом газов и фильтрующей поверхностью ткани. В установках меньших размеров и производительности, как правило, применяются более высокие скорости фильтрации. Но это, вероятно, связано с трудностями равномерного распределения газов в крупных помещениях мешочных фильтров и внутри очень длинного фильтровального рукава.

Соотношение между расходом газов и фильтрующей поверхностью ткани выражается в кубических миллиметрах фильтруемых газов в 1 секунду на квадратный метр поверхности, т. е. в мм/с. Принятые соотношения колеблются примерно от 5 до 125 мм/с. Для пылевидных материалов, пропускаемых через установку с обычными рукавами или плоскими мешками, нормальным является расход 10—15 мм/с.

Так, для графита, ламповой сажи и цементной пыли около мельниц это соотношение составляет 7,5—10 мм/с; для абразивов, са-

жи, глины, угля, гипса, извести, резины, кварцевой муки, мыла, древесной пыли, талька и др. — 10—12,5; для асбеста, шихты и солей — 12,5—15, для отдувочного воздуха, песка и пыли от дробилки — 15—17,5 мм/с.

В установках со стекловолокном используют более низкие соотношения расхода воздуха к площади фильтра (6,1—9,2 мм/с); в крупной, разработанной недавно установке [710] рекомендуют не превышать величину 12,5 мм/с.

Для материалов, состоящих из более крупных частиц, могут применяться соотношения до 30 мм/с, в то время как для крупных частиц, легко поддающихся улавливанию на обычной фильтровальной установке (например, пыль от станков для шлифования древесины), можно принять соотношение 50 мм/с.

Установлено, что для установок с реверсированием струи и не продолжительным интервалом между продувками более приемлемы повышенные скорости прохождения газов. Так, для газов, содержащих мелкие частицы, принята скорость 30—35 мм/с, для мелких пылевидных частиц — 45—90 мм/с, для крупных пылевидных частиц — до 110 мм/с. Хотя такие установки более сложны по конструкции, чем обычные установки с мешочными фильтрами, использование высоких скоростей среды позволило сократить требуемую фильтрующую поверхность. Таким образом, применение фильтров данного типа в промышленном масштабе теперь представляется возможным [340].

Периодическое удаление пылевых отложений

После встряхивания или продувки ткани обратной струей воздуха некоторое количество уловленной пыли остается в фильтре. Через определенное время количество задержанной пыли становится примерно постоянным; это содержание пыли в ткани называют уравновешенным. Подобный показатель зависит от типа фильтрующего материала, размеров пылевидных частиц, а также от продолжительности циклов работы системы и ее типа.

Если в фильтре, состоящем из одного отсека, поддерживается постоянная скорость прохождения газов, перепад давления возрастает с увеличением толщины пылевых наслоений. С помощью вентилятора может поддерживаться постоянный перепад давления на пылевых отложениях, однако при увеличении толщины отложений повышают и скорость газов.

Экспериментально установлено, что при постоянной скорости движения газов перепад давления Δp_{CF} (в кПа), представляет собой линейную функцию общего содержания пыли в ткани x , в г/м² ткани:

$$\Delta p_{CF} = a + bx \quad (\text{VIII.1})$$

где a , b — эмпирические постоянные; x превышает x_e , равновесное содержание пыли.

Когда скорость газов u_0 изменяется, предполагают, что перепад давления Δp превышает определенный ограниченный диапазон*

$$\Delta p = u_0 \Delta p_{CF} \quad (\text{VIII.2})$$

Количество пыли, уловленной при фильтровании V м³ газов на 1 м² фильтрующей ткани, является функцией концентрации пыли c (в г/м³). Таким образом на основе уравнения (VIII.1) имеем

$$\Delta p_{CF} = a + b(x_e + cV) \quad (\text{VIII.3})$$

Комбинируя уравнения (VIII.2) и (VIII.3) и отмечая, что поверхностная скорость при постоянном перепаде давления является функцией общего расхода газов $V(dV/dt)$, получаем следующее выражение для поверхностной скорости u_0 (в мм/с)

$$u_0 = \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta p}{\Delta p_{CF}} = \frac{\Delta p}{a + b(x_e + cV)} \quad (\text{VIII.4})$$

Интегрирование уравнения (VIII.4) для постоянного перепада давления дает соотношение между временем и общим расходом

$$t = \frac{V}{\Delta p} (a + bx_e + bcV/2) \quad (\text{VIII.5})$$

На фактическом примере [303] было установлено, что равновесное содержание пыли в ткани составило 178 г/м², поэтому соотношение для постоянной скорости имело следующий вид

$$\Delta p_{CF} = 0,487x - 100 \quad (\text{VIII.6})$$

Значения мгновенных и средних поверхностных скоростей газа были рассчитаны для фильтра с запыленностью газов 4,5 г/м³ и постоянным перепадом давления 0,25 кПа (табл. VIII-4).

Расчет показывает, что, если для фильтрования используется войлок с высокой начальной эффективностью фильтрования, ча-

ТАБЛИЦА VIII-4

Мгновенная и средняя скорость фильтрования для типичной установки мешочных фильтров, работающих при постоянном перепаде давления

Производительность, м ³ /м ² ткани	Необходимое время, мин	Поверхностная скорость, мм/с		Производительность, м ³ /м ² ткани	Необходимое время, мин	Поверхностная скорость, мм/с	
		мгновенная	средняя по истечении t			мгновенная	средняя по истечении t
0	0	64	—	11	5,2	23	34
3	1	43	64	15	8,9	18	28
6	2,4	32	51	18	11,8	16	26
8	4,1	26	43	30	27,5	11	18

* Это относится к диапазону ламинарного потока.

стые циклы удаления отложений приводят к повышению скорости газов и эффективность фильтрования возрастает. Если приняты 27,5 мин интервалы между вытряхиваниями, средняя скорость равна 18 мм/с, однако она может быть увеличена до 30 мм/с при интервале 6 мин и даже до 55 мм/с при интервале 2,5 мин. В связи с этим фильтры с реверсированием струи газов и частыми циклами очистки способны работать при более высоких скоростях движения газов.

Короткие циклы фильтрования, перемежающиеся непродолжительными периодами вытряхивания, могут также успешно применяться для обычных фильтров. Эксперименты показали, что 85% пылевых отложений в ткани удаляются в течение первых 5 с вытряхивания, в то время как в течение последующих 30 с удаляется еще 3% пыли, а в течение 2 мин вытряхивания еще 1% пыли [811].

Экспериментально было также показано, что количество удаляемой пыли колеблется в зависимости от ее нахождения в фильтровальном рукаве. Большая доля (95%) пыли удаляется на участке, прилегающем к верхней части рукава, тогда как на участке от середины до низа рукава около 80%. Это приводит к неравномерной скорости фильтрования и повышенному износу отдельных участков фильтровального рукава, особенно его верхней части.

Для сокращения площади фильтрующей поверхности и увеличения срока службы ткани предпочитают сочетать непродолжительные циклы фильтрования с короткими периодами встряхивания. Однако, если непосредственно после встряхивания эффективность фильтрации не высока и для достижения эффективного пылеулавливания необходимо отложение определенного количества пыли, то большой начальный расход газов имеет преимущества, так как способствует быстрому формированию отложений. За этим следует продолжительный период эффективной очистки, затем расход снижается до экономически невыгодного малого расхода. Данный метод работы часто используют применительно к высокотемпературным режимам эксплуатации фильтров со стекловолокном, когда они работают с низкой скоростью фильтрования и с продолжительными рабочими циклами.

Перепад давления в среде

Для комплексного проектирования фильтрующей установки, включая выбор наилучшего вентилятора, необходимо знать перепад давления в фильтрующей среде. Иногда это можно узнать из результатов экспериментов на аналогичных установках или даже на основе простых испытаний на куске фильтрующего материала. В тех случаях, когда невозможно установить перепад давления или когда необходимо экстраполировать полученные результаты на более высокие температуры, необходимо использовать теоретические или полуэмпирические методы расчета.

Существуют два подхода к методам расчета:

1) перепад давления обусловлен трением газов, проходящих по каналам в фильтре;

2) перепад давления обусловлен сопротивлением при трении волокон, расположенных в потоке газов.

Канальная модель более подходит для расчета плотных фильтрующих слоев, в то время как модель, основанная на сопротивлении волокон, — для расчета систем с неплотной набивкой волокон.

Канальная теория. Фильтрующие слои фактически представляют собой пластины, сквозь которые проходят взаимосоединяющиеся поры. Перепад давления Δp в такой системе определяют по формуле Д'Арси:

$$\Delta p = \kappa L \mu u_s \quad (\text{VIII.7})$$

где κ — коэффициент проницаемости, L — глубина (толщина) слоя; μ — вязкость газов; u_s — поверхностная скорость газов.

В тех случаях, когда ориентация волокон не имеет значения, коэффициент κ связан с удельной площадью поверхности фильтрующей набивки A и пористостью слоя ϵ [149] в виде следующего уравнения:

$$\kappa = k_1 A^2 (1 - \epsilon)^2 / \epsilon^3 \quad (\text{VIII.8})$$

Здесь k_1 является постоянной величиной, равной 4,5 (в единицах СИ) для сферических тел и равной приблизительно тому же для волокнистых фильтрующих слоев [268, 489, 841, 942]. В последнем случае в уравнение включают также коэффициент ориентации волокон. Так, например, Салливэн и Хертел [841] выдвинули предположение, что для пористости $\epsilon < 0,88$ уравнение (VIII.8) может быть модифицировано. При этом учитывается коэффициент формы k_2 , который возрастает с увеличением пористости, а также коэффициент ориентации k_3 , равный 1 для потока, параллельного волокнам, и 0,5 — для потока, перпендикулярного волокнам

$$\kappa = \frac{k_2}{k_3} A \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \quad (\text{VIII.9})$$

Соотношение k_2/k_3 имеет следующие значения:

6,04 — волокна перпендикулярны направлению потока;

3,07 — волокна параллельны направлению потока;

5,5 — обычное отложение волокнистого слоя, в котором большинство волокон перпендикулярны направлению потока.

Фукс и Стечкина [286] на основании поля скоростей Кувабары — Хаппеля [уравнение (VIII.5)] вывели следующее уравнение для коэффициента проницаемости

$$\kappa = \frac{D^2 \{1 - 1/2 \ln(1 - \epsilon) - C\}}{16 - (1 - \epsilon)} \quad (\text{VIII.10})$$

где D — диаметр волокон; C — постоянная Кувабары — Хаппеля.

Биллингс [78] также приводит уравнения Хаппеля и Бреннера [337], которое основано на решении уравнения Навье — Стокса в

приближенном виде. Используя принятые в данной работе обозначения, получаем уравнение

$$\kappa = \frac{2(\epsilon - 1)}{D^2} \left[\ln(1 - \epsilon) + \frac{\epsilon(\epsilon - 2)}{\epsilon^2 + 2(1 - \epsilon)} \right]^{-1} \quad (\text{VIII.11})$$

При сравнении экспериментальных результатов с рассчитанными по уравнениям (VIII.10) и (VIII.11) установлено, что рассчитанные значения на 20—50% превышают величины, полученные на практике.

Модель, предложенная недавно Гореном [788], находится в соответствии с экспериментальными данными и совпадает с эмпирическим соотношением Дэйвиса (VIII.13) для диапазона $0,02(1 - \epsilon) < 0,06$, относящегося к фильтрам с неплотной набивкой фильтрующего слоя, хотя для $(1 - \epsilon) = 0,13$ прогнозируемые величины оказываются завышенными. Метод Горена [788], будучи таким сложным, включает разработку комплексных функций с использованием машинных расчетов, поэтому для более подробного ознакомления с ними следует обращаться к указанной работе.

Для фильтрующих слоев, состоящих из очень мелких волокон, Пич [644] вывел уравнение, основанное на модели Кувабары — Хаппеля. Для чисел Кнудсена $K_n = 2\lambda/D > 10$, которые соответствуют волокнам диаметром менее 0,1 мкм,

$$\Delta p = 4,58(1 - \epsilon) u_s L / (D\lambda) \quad (\text{VIII.12})$$

Отсюда можно вывести, что

$$\kappa = 4,58(1 - \epsilon) / (D\lambda) \quad (\text{VIII.13})$$

Для коэффициентов проницаемости Дэйвис [207] предложил эмпирическое соотношение, которое применимо к участку ламинарного потока ($Re_c < 1$)

$$\kappa = \frac{64}{D^2} (1 - \epsilon)^{3/2} \{1 + 56(1 - \epsilon)^3\} \quad (\text{VIII.14})$$

Данное уравнение основано на данных для большого числа материалов, пористость которых менее 0,98 (рис. VIII-13).

Дэйвис предложил также соотношение для волокнистых плит пористостью более 0,98, основанное на измерениях, проведенных на подушках из шерсти, хлопка, искусственного шелка, стекловолокна и стальной «шерсти» с волокнами размером от 0,8 до 40 мкм

$$\kappa = \frac{70}{D^2} (1 - \epsilon)^{3/2} \{1 + 52(1 - \epsilon)^{3/2}\} \quad (\text{VIII.15})$$

Диаметр волокон D в уравнениях (VIII.14) и (VIII.15) — это эффективный диаметр. Он может быть найден путем измерения перепада давления при прохождении газов через подушку фильтрующего слоя; именно этот диаметр волокон необходим для расчета эффективности фильтров, приведенного в главе VII.

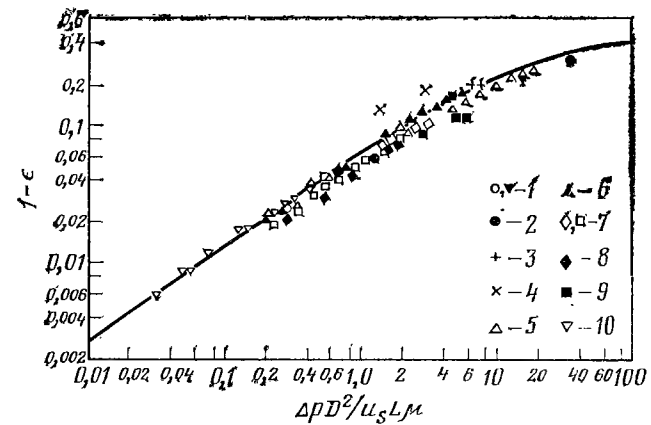


Рис. VIII-13. Зависимость плотности фильтрующего слоя $(1 - \epsilon)$ от перепада давления Δp и поверхностной скорости газов $u_s (\Delta p D^2 / u_s L \mu)$ [207]:

1 — стекловата; 2 — стекловата и медная проволока; 3 — стеклянные волокна, перпендикулярные потоку; 4 — то же, параллельные потоку; 5 — капок (растительный пух); 6 — мерinosовая шерсть; 7 — хлопковая вата; 8 — вискоза; 9 — верблюжья шерсть; 10 — пух.

При высокой пористости эффективный и фактический средний диаметр волокон имеют почти одно и то же значение, однако при низкой пористости, когда волокна сцепляются друг с другом, эффективный диаметр волокон больше среднего диаметра.

Соотношение параметров, выведенное Лангмюром [489] и основанное на упорядоченном расположении волокон, в настоящей работе не приводится, так как, пользуясь им, нельзя достигнуть большой точности по сравнению с расчетами по уравнению Дэйвиса.

Уравнения Кармана, Салливэна и Хертеля могут применяться только для расчетов очень плотных фильтрующих слоев пористостью менее 0,95, в то время как эмпирические уравнения Дэйвиса (а также уравнение Лангмюра) дают реальные значения перепадов давления при более высокой пористости, характерной для промышленных фильтров.

Теория сопротивления трения волокон. Так как теория каналов не может применяться в расчетах промышленных фильтров для очистки дымовых газов [125], выведено несколько формул, которые учитывают сопротивление отдельных волокон по отношению к окружающим волокнам [156, 380]. Наиболее подходящим из них является уравнение Ченя [156], описывающее взаимодействие волокон с потоком газов в баке, изготовленном из других волокон [924]

$$\Delta p = \frac{4k_4}{\pi \ln \{k_5 / (1 - \epsilon)^{1/2}\}} \cdot \frac{1 - \epsilon}{\epsilon} \cdot \frac{\mu u_s L}{D_s} \quad (\text{VIII.16})$$

где k_4, k_5 — постоянные величины, равные по экспериментальным данным 6,1 и 0,64 соответственно; D_s — средний диаметр волокон, установленный на основании площади поверхности волокон.

Влияние абсолютного давления на перепад давления в фильтре было экспериментально исследовано Стерном и др. [816] при давлении от 1,7 до 100 кПа. Приведенное ниже эмпирическое отношение верно в указанном диапазоне с высокой степенью точности; его, вероятно, можно экстраполировать на давления, несколько превышающие атмосферное

$$\Delta p = \frac{u_s \cdot 0,312}{1 + 1,375/P} \quad (\text{VIII.17})$$

где Δp — перепад давления, кПа; P — абсолютное давление, кПа; u_s — скорость менее 1 м/с.

Эмпирическая проницаемость упоминается в качестве одной из характеристик фильтрующих материалов. Как было указано ранее (см. стр. 351), эмпирическая проницаемость определяется количеством кубических метров воздуха в минуту, способным пройти через квадратный метр ткани при перепаде давления 125 Па. Следует отметить, что несмотря на всю важность этого фактора для процесса фильтрации он не является основным параметром, определяющим пригодность ткани. Кокк и Ферис [163], например, указывают на то, что шерстяная ткань 40×30 (основа×уток) может иметь такую же проницаемость, что и хлопчатобумажная ткань 85×67, т. е. 175—200 мм/с. Ткань низкого номера имеет только $1,9 \cdot 10^6$ отверстий на 1 м² по сравнению с $8,8 \cdot 10^6$ отверстий на 1 м² ткани второго номера, поэтому последняя гораздо лучше улавливает мелкие неагломерирующиеся частицы.

Электростатические заряды в процессе фильтрации через волокна

Теоретические основы влияния кулоновских зарядов были рассмотрены в главе VII. Практическое влияние этих зарядов в промышленных фильтрах дымовых газов до последнего времени подробно не изучалось [273].

В тех случаях, когда речь идет о фильтрах в кондиционерах воздуха или о других фильтрах, в которых уловленные вещества остаются в фильтрующей ткани, проблема их удаления путем встряхивания или продувки струей воздуха не возникает, и тот факт, что заряженные частицы надежно удерживаются волокнами, свидетельствует об эффективности фильтра. В тех же случаях, когда речь идет о промышленных фильтрах, из которых уловленные частицы должны периодически удаляться, силы электростатического притяжения между частицами и волокнами мешают освобождению частиц и препятствуют эффективной работе фильтра, ускоряя засорение пор фильтрующего материала.

Тип и величина заряда, приобретенного фильтрующей средой, является функцией типа фильтра и способа передачи заряда. Важным обстоятельством является также скорость утраты фильтрующей тканью своего заряда. Это зависит не только от проводимости

волокон, но и от влажности газов, проходящих через фильтр. Так, ткани, являющиеся плохими проводниками, сохраняют заряд гораздо дольше, чем ткани — хорошие проводники, в то время как при повышенной влажности ткань покрывается поверхностным слоем влаги, который способствует увеличению проводимости.

Заряды индуцируются в тканях посредством трения, поэтому величина заряда, приобретаемого фильтрующим материалом, может быть измерена путем сопоставления заряженных таким же образом нескольких видов материалов. Обычная методика заключается в следующем. Полоса материала, помещенная на изолированное кольцо, натирается полоской контрольной ткани, закрепленной на изолирующем вращающемся диске [273]. Заряд на испытываемой полоске материала измеряется после определенного числа оборотов зарядного диска и снова по истечении периода (как правило, 2 мин) с целью определения скорости утечки заряда. Максимальный заряд, измеренный непосредственно после наведения заряда, позволяет расположить материалы по отношению друг к другу в виде трибоэлектрического ряда:

Напряжение	Фильтрующие материалы [273]
+25	Шерстяной войлок
+20	
+15	Стеклоанное элементарное волокно после термической очистки и кремниевой обработки
	Стеклоанная пряжа, обработанная аналогично
	Шерсть, тканый войлок
+10	Найлон-66, пряжа
+10	Найлон-66, пряжа с тепловой усадкой
	Найлон-6, пряжа
	Хлопковый сатин
+5	Орлон-81, волокно
	Орлон-42, прошитые ткани
	Ариель, волокно
	Дакрон, волокно
	Дакрон, волокно после кремниевой обработки
0	Дакрон, волокно M.31
	Дакрон, комбинация волокна и пряжи
	Креслан, пряжа: Адотон, пряжа
	Верель нормальный, пряжа:
	Орлон-81, пряжа (55200)
	Динель, пряжа
—5	Орлон-81, пряжа
	Орлон-42, пряжа
	Дакрон, прошитый
—10	Дакрон, пряжа: Орлон-81, пряжа (79475)
	Дакрон, пряжа с тепловой усадкой
	Полипропилен-0,1, волокно
	Орлан 39В, пряжа
—15	Фибрария, пряжа
	Дарван, прошитый
	Кодель
—20	Полиэтилен В, волокно и пряжа.

Частицы пыли также могут располагаться относительно друг друга и по отношению к фильтрующим тканям: это позволяет вы-

бирать ткани с наиболее оптимальными характеристиками как для улавливания частиц, так и для освобождения от них, если частицы удаляются встряхиванием, вибрацией или продувкой.

Частицы можно отнести к одному из следующих трех классов [5]: класс I — частицы, которые приобретают заряд и не агломерируются, класс II — частицы, которые приобретают заряд и агломерируются (эти два класса считаются активными), класс III — неактивные частицы, на них не влияет заряд на фильтре.

Активные группы делят на группы мельчайших и крупных частиц. Крупные частицы легко улавливаются, образуя рыхлые отложения, которые легко стряхиваются с поверхности. Мельчайшие частицы улавливаются с большим трудом, они стремятся проникнуть сквозь фильтрующую среду и часто просачиваются сквозь фильтр. Путем подбора высокозаряженной фильтрующей среды мелкие частицы класса II будут агломерироваться, их улавливание улучшится, так как агломераты образуют рыхлые напластования на поверхности волокнистого фильтра. Если при этом фильтр характеризуется высокой скоростью потери заряда, удаление пылевых отложений также облегчается.

Были исследованы пыли разных категорий [273], их характеристики приведены в табл. VIII-5.

В тех случаях, когда фильтры используют для кондиционирования воздуха, важным условием является сохранение заряда волокнами в течение длительного времени, так как замена фильтров осуществляется редко. Ввиду этого были разработаны фильтры, содержащие шерстяные волокна со смоляной пропиткой, что улучшило рабочие характеристики при некотором снижении перепада давления [708].

Другими способами получения устойчивого заряда фильтрующей среды была пропитка волокон полистиролом, покрытие стеклянных волокон полистиролом или полиэтиленом или применение измельченного полиэтилена [239, 913].

Эндрес и Ван Ормэн [238] предположили, что пропитанные материалы являются самозаряжающимися. Последующие эксперименты, проведенные Силверманом и др. [771], показали, что, как

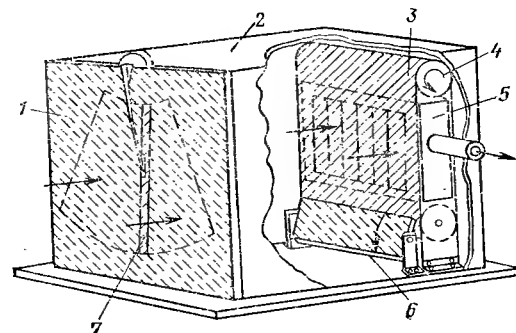


Рис. VIII-14. Двухступенчатый фильтр, электростатически заряженный механическим трением [771]:

1 — экран из ткани типа А; 2 — корпус из мазонита; 3 — полоса из ткани типа В; 4 — валик из люцита; 5 — кожух из люцита; 6 — створка, покрытая тканью типа А; 7 — щетка «дворника», покрытая тканью типа В.

ТАБЛИЦА VIII-5

Характеристика пылевидных веществ [273]

Учитываемые показатели	IA		IB		IIA		IIB		III	
	Мелкие Активные Низкая или P_z Const*	Крупные Активные отсутствие Const* P_m	Мелкие Активные Положительная P_z D_n	Крупные Активные Положительная P_z D_n	Мелкие Активные Положительная P_z D_n	Крупные Активные Положительная P_z D_n	Мелкие или крупные Неактивные — •	Крупные Активные Положительная P_z D_n	Мелкие или крупные Неактивные — •	Крупные Активные Положительная P_z D_n
Относительный размер частиц	Обоженный силикат каль- ция	Флюс Обоженный диа- томит Товарный цемент Комовая глина	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар	Обработанный диа- томит Пшеничный крах- мал Таконит Пары ZnO Пары печи вы- плавки никеля Магнетит Ацетат целлюлозы Оксид молибдена Сахар
Электростатические свойства										
Склонность к агломерированию										
Критерии фильтрации										
Утечка										
Малый перепад давления при высо- ком расходе										
Критерии очистки										
Контроль утечек										
Легкость удаления пылевых сложе- ний										
Material										

* Структура ткани определяет свойства.

** Для пылевых материалов малой плотности, быстро агломерирующихся и образующих крупные комки.
 P_x — максимальная разность потенциалов (р. п.) пыли и ткани; P_e — регулируемая р. п.; P_m — минимальная р. п.; D_n — высокая скорость рассеяния заряда; D_e — малая скорость рассеяния.

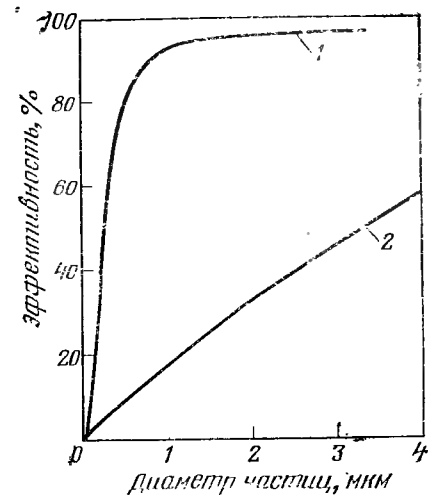


Рис. VIII-15. Эффективность улавливания отдельных фракций пыли фильтрации с заряженным (1) и незаряженным (2) стекловолокном.

правило, для приобретения заряда требуется механическое трение, поскольку поток чистого газа, а также трение, вызываемое прохождением через фильтр мелких частиц, недостаточны для зарядки. Фильтрующие среды, которые сами по себе не являются проводниками тока, могут приобрести заряд. Электрические поля образуются на всей поверхности фильтра, концентрируясь в тех местах, где вследствие ослабления фильтрующего материала

проходит большая часть потока газов. Вероятно, на этом и основано функционирование «самозаряжающегося» фильтра.

Механическая зарядка фильтров (рис. VIII-14) была исследована Силверманом и др. [771], которые несколько увеличили эффективность фильтрации без повышения перепада давления. Однако достигнутые результаты оставались несоизмеримыми с эффективностью «абсолютных» фильтров, необходимых для улавливания радиоактивных отходов. Было также обнаружено, что при прохождении через фильтр воздуха с абсолютной влажностью, превышающей 17 г воды на 1 кг сухого воздуха, фильтр не сохраняет заряд в течение длительного срока, что является необходимым условием для сохранения эффективности фильтрации.

Наведение электростатического заряда было принято при промышленном производстве некоторых фильтрующих материалов из армированного стекловолокна, рекомендованных для установок кондиционирования воздуха. Эффективность таких сред показана на рис. VIII-15.

4. ВОЛОКНИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ СПЕЦИАЛЬНОГО НАЗНАЧЕНИЯ

Волокнистые фильтры особой конструкции применяются при работе в условиях очень высоких температур, для дезактивации газообразных радиоактивных отходов, для улавливания капелек аэрозолей и в установках кондиционирования воздуха.

Фильтры, предназначенные для работы при температурах свыше 400°C

Стандартные фильтрующие рукава, даже если они изготовлены из стекловолокна, не могут применяться при температурах более 350—400°C вследствие снижения механической прочности ткани.

Для того, чтобы фильтр удовлетворительно работал в течение длительного времени при 400°C, стекловолно нашивали на металлическую основу, создавая тем самым дополнительную механическую опору волокну [687].

Одним из вариантов является применение волокнистой ткани, опирающейся на стальную сетку; она непрерывно смещается, обеспечивая улавливание оптимального количества пыли и паров. Фильтр этого типа был детально исследован Силверманом и др. [80—84] применительно к улавливанию газообразных выбросов мартеновских печей, летучей золы, кислых газов и аэрозолей. Фильтрующий слой толщиной от 10 до 50 мм представлял собой шлак из доменной печи, 50% которого имеет диаметр менее 5 мкм, 90% — менее 10 мкм и 99% — менее 30 мкм. Химический состав шлаковаты: SiO_2 — 40%; Al_2O_3 — 10%; CaO — 39%; MnO — 8% и Fe_2O_3 — 1%.

Лабораторные исследования проводили при температурах от 320 до 650°C при скорости прохождения газов от 500 до 1000 мм/с. Большая плотность набивки волокон и высокие скорости прохождения газов способствовали увеличению эффективности улавливания; это свидетельствует о том, что ключевым механизмом процесса улавливания является инерционное столкновение. При благоприятном режиме улавливания частиц в лабораторных условиях была достигнута устойчивая эффективность, превышающая 90%, в то время как в некоторых случаях отмечалась эффективность улавливания около 97—98%.

Однако при распространении достигнутых результатов на опытную установку непрерывного фильтра встретились значительные трудности, и эффективность улавливания составила в среднем

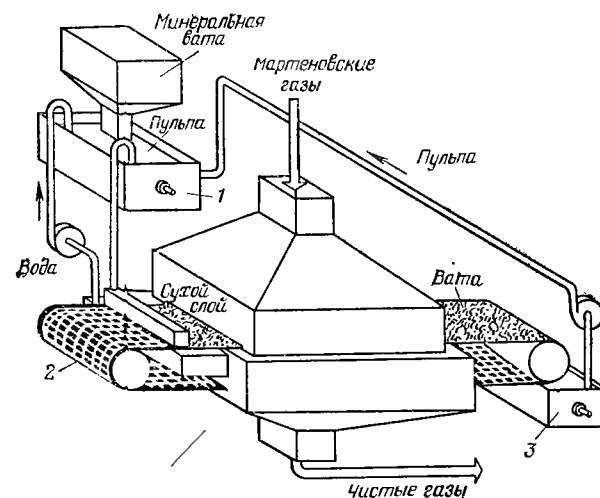


Рис. VIII-16. Непрерывный фильтр из шлаковаты с цепным конвейером [84]; 1, 3 — мешалка; 2 — цепной конвейер.

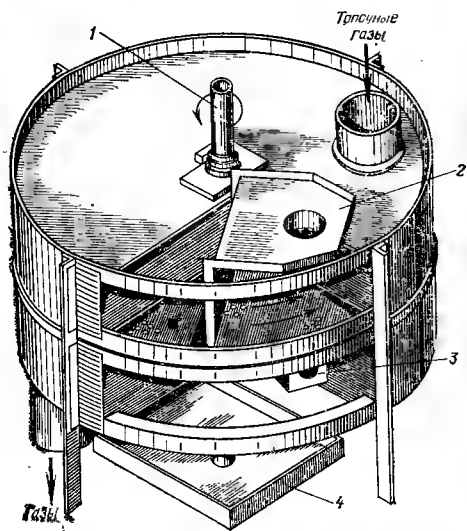


Рис. VIII-17. Непрерывный фильтр из шлаковаты конвейерного типа с круглым диском [82]:

1 — вал с диском из перфорированного стального листа; 2 — лоток с пульпой, подаваемой на диск; 3 — всасывающая обезвоживающая камера; 4 — лоток для сбора воды.

60% (масс.). В первой из применявшихся систем (рис. VIII-16) шлаковату в виде пульпы подавали на непрерывную цепную конвейерную ленту, где она дренировалась и высушивалась с помощью горячих чистых газов из очистительной секции фильтра. Затем шлаковату использовали в качестве фильтрующей среды для грязных газов.

Более поздняя модель была основана на той же последовательности операций, однако вместо ленты конвейера в ней использовали вращающийся диск (рис. VIII-17). Эффективность этой модели была еще более низкая и составила 44%. Для повышения эффективности данная система была установлена последовательно со шнековым агрегатом, в результате чего эффективность возросла до 60%.

Фильтрующие слои стационарных установок продемонстрировали эффективность улавливания, аналогичную данным, полученным в лаборатории.

При решении проблемы очистки фильтрующего слоя стационарных установок была использована ударная волна низкого давления в диапазоне звуковых скоростей для стряхивания пыли с волокон. Ударная волна возникает в результате разрыва бумажной диафрагмы. Агломерированный материал после стряхивания с волокон повторно улавливают и собирают с помощью механического уловителя (например, циклона).

Билл и Силверман [79] испытывали опытную установку с фильтром из «шерстяных» волокон нержавеющей стали, обслуживающую 400-тонную мартеновскую печь. Глубина фильтрующего слоя 50 мм, средняя температура фильтрования 65°C, эффективность улавливания равна 96% при скоростях фильтрования 500 и 750 мм/с. При лабораторных испытаниях использовали пары, полученные в результате сжигания порошкообразного карбонила железа при температуре до 320°C. Сопротивление чистого фильтра невысоко и составило менее 0,5 кПа. Несмотря на то, что обычное сопротивление составляло 8,8 кПа, конструкция фильтра позволя-

ла функционировать при таком сопротивлении. Фильтры были очищены с помощью ударных волн, возникающих в результате разрыва диафрагмы: освободившиеся пылевидные вещества собирали циклоном эффективностью 80—95%.

В других исследованиях по улавливанию летучей золы при температурах до 980°C использовали волокно кремнекислого алюминия с температурой плавления 1750°C [422]. Эффективность улавливания достигала 90%. Более тонкие волокна при высокой плотности набивки обеспечивали повышение эффективности улавливания. Скорость газов составила от 750 до 3500 мм/с, причем повышение скорости газов способствовало снижению эффективности улавливания, что позволило предположить унос уже уловленных частиц при высоких скоростях газов.

Аналогично низкая эффективность наблюдается в тех случаях, когда фильтр содержит большое количество пыли. В этом случае температурные ограничения обусловлены соображениями прочности не волокон, а конструкции, на которую опираются волокна. Если бы в качестве опор для волокон использовали жаропрочный материал, материалы можно было бы применять при температурах до 1500°C.

Фильтры для улавливания аэрозолей

Различие между фильтрованием твердых частиц и капелек аэрозоля заключается в том, что при улавливании аэрозоля нет необходимости в применении методов встряхивания или каких-либо других способов удаления частиц, так как капли сливаются и стекают с фильтрующих поверхностей. В конструкции фильтра для улавливания аэрозолей должно быть предусмотрено устройство дренажа уловленной жидкости.

Типичной областью применения аэрозольных фильтров является улавливание туманов, состоящих из крупных капелек, образующихся в абсорбционных и ректификационных колоннах. Некоторые колонны, работающие по принципу эффективного рассеивания жидкости, активно способствуют уносу жидкости, поэтому в них предусматривают эффективные каплеотбойные устройства.

ТАБЛИЦА VIII-6

Характеристика туманоуловителя с проволоочной сеткой

Области применения	Свободный объем, %	Удельная поверхность м ² /м ³	Плотность (сталь), кг/м ³
Общее применение	98	330	160
Умеренные скорости газов и чистые жидкости	97,5	390	190
Высокие скорости газов и загрязненной жидкости	99	195	95
То же, и частицы	98,5	250	110

Другая область применения фильтров — улавливание отходящих газов производства кислот. Аэрозольные фильтры устанавливают под нижней плитой вакуумной ректификационной колонны, с тем чтобы предотвратить унос капель асфальта, которые могут привести к загрязнению нефтепродуктов, отбираемых с различных ступеней колонны.

Туманоуловители крупных капель обычно изготавливают из плетеной металлической проволоки или с недавних пор из политетрафторэтилена. Вначале проволоку сплетают, затем сгибают с образованием полоски стандартной ширины около 10—15 см. Вслед за этим полоски сворачивают в круглые спирали или элементы другой необходимой формы. Для установления внутри ректификационных колонн эти элементы изготавливают таким образом, чтобы они могли в комплексе устанавливаться в колонну и легко извлекаться для очистки (рис. VIII-18). Различают различные варианты скручивания проволоки с тем, чтобы обеспечить подходящую плотность скрутки для различных рабочих условий. Типовые характеристики проволоочной сетки приведены в табл. VIII-6.

Если капли собираются в верхней части колонны, рекомендуют применять двухступенчатый туманоуловитель. Нижняя ступень представляет собой сетчатую конструкцию высокой плотности (190 кг/м³), которая выступает в роли агломератора капель; верхняя ступень — сетчатая конструкция низкой плотности (95—110 кг/м³), служащая для улавливания крупных капель. Для эффективного агломерирования в нижней сетчатой конструкции создаются условия затопления, что обеспечивает скруббирование газов и повышает скорость капель, облегчая процесс улавливания

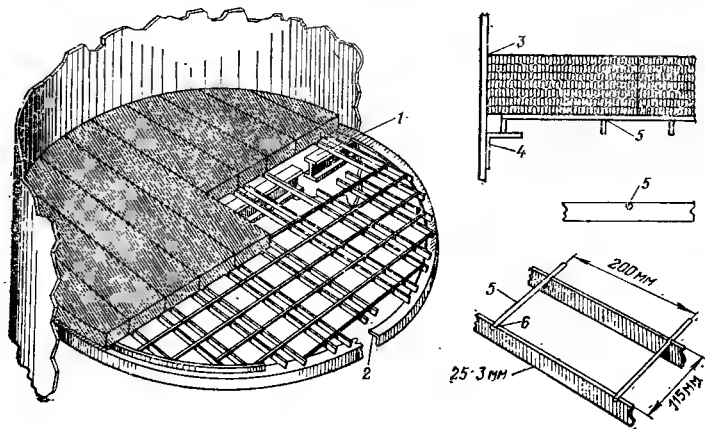


Рис. VIII-18. Туманоуловитель, плетёный из стальной проволоки, для абсорбционной колонны или оросительной башни [450]:

1 — промежуточная опора; 2, 4 — опорное кольцо из угловой стали 75 мм; 3 — стыковой упор в стенку; 5 — прутья диаметром 6 мм, приваренные к стержням 25×5 мм; 6 — сварное соединение.

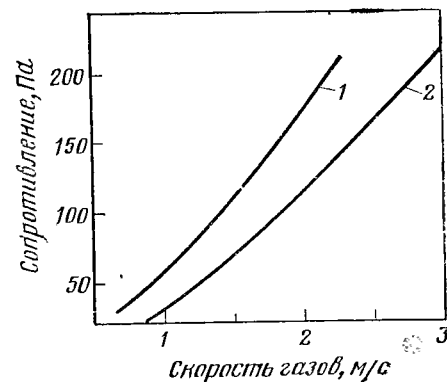


Рис. VIII-19. Зависимость сопротивления от расхода газов в проволоочном сетчатом туманоуловителе (толщина слоя 100 мм) при стандартных условиях [450]:

1 — унос воды 977 кг/(ч·м²); 2 — то же, 24,4 кг/(ч·м²).

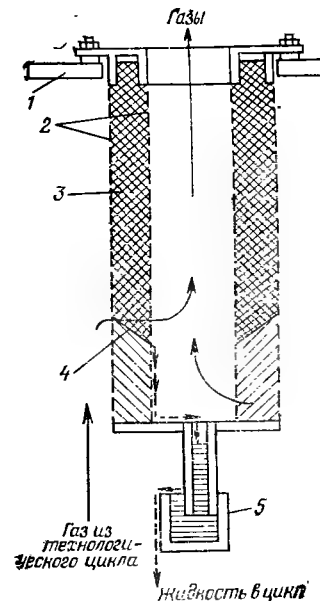


Рис. VIII-20. Свеча волокнистого туманоуловителя [120]:

1 — опорная плита; 2 — экраны; 3 — волокнистая набивка; 4 — дренаж жидкости; 5 — камера гидравлического затвора.

вследствие инерционного столкновения в верхней сетчатой конструкции. Ступени разделяют пространством, равным примерно трем четвертям диаметра колонны.

Оптимальная поверхностная скорость паров может быть рассчитана из плотностей жидкости и паров с использованием уравнения, основанного на уравнении Саудерса — Брауна:

$$u_s = 0,11 \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} \quad (\text{VIII. 18})$$

где u_s — поверхностная скорость паров, м/с; $\rho_{ж}$ и $\rho_{п}$ — плотности соответственно жидкости и паров, кг/м³.

Рабочие скорости паров должны составлять от 30 до 110% оптимальной величины. Перепад давления на сетчатых конструкциях из стали и политетрафторэтилена при различных скоростях паров может быть определен по рис. VIII-19.

Сетчатые конструкции изготавливают из мягкой и нержавеющей стальной проволоки, а также из монель-металла, никелевых, танталовых и титановых сплавов и элементарного политетрафторэтиленового волокна, — все эти материалы выдерживают температуру 200 °С при очень низкой степени коррозии. Сетчатая конструкция опирается на стержни из нержавеющей или другой стали, однако,

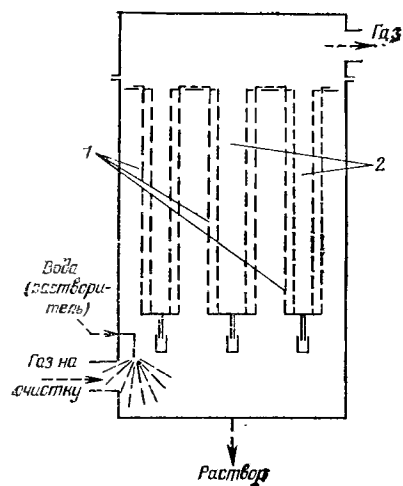


Рис. VIII-21. Компоновка свечей волоконного туманоуловителя в корпусе, приспособленном для работы под давлением и в вакууме [120]:

1 — волокнистые материалы; 2 — свечи.

опорные конструкции могут быть изготовлены и из других сплавов или металлов с поливинилхлоридным покрытием.

Типичное применение проволочного сетчатого туманоуловителя, выполненного из сплава хастеллой-С (химический состав в %: никель — 54, хром — 15,5, молибден — 16, вольфрам — 4, кобальт — 2,5, железо — 5) — улавливание отходящих газов

контактной установки производства серной кислоты. При скорости газов 4,5—5,5 м/с содержание кислоты снижалось до уровня 0,03—0,06 г/м³ при перепаде давления 370—500 Па [556].

В тех случаях, когда капли имеют гораздо меньший размер, чем капли серной кислоты, применяют более эффективный туманоуловитель, содержащий более мелкие волокна, чем проволочная сетчатая конструкция. Разработаны специальные фильтры с набивкой из стекловолокна, обработанного силиконом, или полиэфирного волокна [120, 250] (рис. VIII-20). Фильтрующие свечи могут быть изготовлены путем намотки волокна на каркас или набивки в каркас с двойными стенками из стали и поливинилхлорида или стали, покрытой поливинилхлоридом. На рис. VIII-21 показана компоновка этих устройств внутри бака, работающего под давлением.

Фильтрующий туманоуловитель свечного типа удовлетворительно работает при невысоком и высоком давлении в среде агрессивных газов. Так, например, туманоуловитель использовали для удаления аэрозолей органических и неорганических веществ из «сухих» газов, содержащих соляную кислоту при 170 кПа. При компоновке туманоуловителя и компрессора была получена большая экономия [27].

В другом случае при применении фильтра в режиме высокого давления (1500 кПа) капли масляного аэрозоля удаляли из воздуха за третьей ступенью поршневого компрессора перед подачей газа в воздухоподогреватель. Воздух, выходящий из компрессора при 120°C, представляет собой взрывоопасную среду, если в нем содержатся капли масла при 315°C [519]. Предложенная система продемонстрировала также удовлетворительную работу в сочетании с установками сульфирования и хлорирования, а также в технологических схемах с участием паров азотной кислоты и газов синтеза метанола [121].

Бринк и др. [122, 519] разработали туманоуловитель с волокнистым фильтрующим слоем, работающий при высокой скорости газов. Волокнистую набивку укладывают на каркас из проволочных сеток горизонтально по периметру многоугольника. В отличие от фильтрующих свечей, в которых поверхностные скорости составляют 75—200 мм/с, скорость прохождения газов через этот уловитель колебалась от 1500 до 2500 мм/с при перепаде давления около 2 кПа. Более высокие перепады давления (до 3 кПа) наблюдаются при работе с аэрозолями фосфорной кислоты. Рабочие характеристики этих установок приведены в табл. VIII-7 [122].

Каплеуловитель [122] аналогичен туманоуловителю, работающему при высокой скорости прохождения аэрозоля, однако в отличие от туманоуловителя, имея другую плотность набивки фильтрующего материала, он позволяет достичь перепада давления 120—250 Па. Если улавливаемый материал содержит наряду с каплями аэрозоля твердые частицы, свечи могут орошаться с помощью индивидуальных оросительных устройств, разбрызгивающих воду внутри каждой свечи для смыывания частиц с волокон.

Установлено, что эффективность фильтрующей прокладки составила более 99,5% при очистке отходящих газов установки производства серной кислоты [250], а содержание H₂SO₄ на выходе фильтра составило около 1,0 мг/м³. Ниже приведены рабочие характеристики ряда промышленных установок [607].

Аэрозоль серной кислоты после установки Качкарова для производства серной кислоты. Концентрация на входе 0,25 г/м³ снижалась до 0,004 г/м³ SO₃, что соответствует эффективности 98,6% при перепаде давления 1,75 кПа. Установка не нуждалась в обслуживании, так как фильтр утрачивал свои свойства через 1,5 года.

Аэрозоль серной кислоты после установки производства кислоты контактным способом. Концентрация на входе 0,175 г/м³ снижалась до 0,0025 г/м³ SO₃, что соответствует эффективности 98,5%. Перепад давления за 9 мес. вырос от 2,25 до 2,75 кПа вследствие отложения нерастворимых частиц на волокнах.

Аэрозоль серной кислоты после обжигательных печей. Концентрация на входе 0,090 г/м³ снижалась до 0,007 г/м³ SO₃, что соответствует эффективности улавливания 92,1%. Аэрозоль состоял из очень мелких капель, поэтому перепад

ТАБЛИЦА VIII-7

Характеристика волоконных туманоуловителей в производстве серной кислоты [122]

Характеристика	Особенности действия туманоуловителя		
	высокая эффективность	высокая скорость	брызгоуловитель
Регулирующий механизм улавливания	Броуновская диффузия	Столкновение	
Поверхностная скорость, мм/с	75—200	2000—2500	2000—2500
Перепад давления, кПа	1,25—3,75	1,5—2,0	0,12—0,25
Эффективность улавливания, %, част. размером			
более 3 мкм	100	100	100
менее 3 мкм	95—99	90—98	15—30

давления на опытной установке составлял 1,25 кПа. Керамические фильтры, используемые, как правило, в этих целях обычно забивались примерно через 3 мес. эксплуатации, что требовало их замены.

Аэрозоль фосфорной кислоты [119]. При использовании волокнистых туманоуловителей концентрация на входе 39 г/м^3 (15°C) снижалась до $0,69 \text{ г/м}^3$ (15°C) на установке производительностью $34\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Эффективность составила 99% для частиц размером менее 3 мкм и фактически 100% для частиц крупнее 3 мкм.

К прочим сферам применения относятся установка производства серной кислоты (абсорбционные колонны), при этом выбор туманоуловителей осуществляется на основе следующих принципов [122]: для установок прямого сжигания серы и обжига или плавления руды без производства олеума — высокоскоростной (Бринк) уловитель; для установок любого типа с байпасной системой и производством олеума — высокоэффективный (свечный, типа Бринк). Установка включает производство SO_3 с подогревом конверторными газами, а также регенерацию отработанной кислоты.

При использовании сушильных колонн в установках производства серной кислоты уносимые частицы легко улавливаются, поэтому в установках сжигания серы используют каплеуловитель низкого давления (капельного типа). За исключением таких процессов, как регенерация отработанной кислоты, удовлетворительные результаты работы уловителя с высокой скоростью прохождения газов, получены, например, при обжиге руды.

Туманоуловители используются для аэрозолей фосфорной кислоты в установках, сжигающих элементарный фосфор для производства ортофосфорной кислоты. Туманоуловитель представляет собой двухступенчатую конструкцию, аналогичную моделям с проволоочными сетчатыми конструкциями, но с набивкой из материалов низкой механической жесткости (политетрафторэтиленовые дакроновые и полипропиленовые волокна). Такая конструкция обеспечивала эффективность улавливания свыше 99,96%, содержание на выходе 100%-ной H_3PO_4 $0,11 \text{ г/м}^3$ при перепаде давления 10 кПа. Испытания на промышленной установке показали, что при скорости газов через улавливатель 6,7—8,5 м/с концентрация на выходе составляла менее $0,03 \text{ г/м}^3$ [186].

Фильтры, предназначенные для дезактивации газообразных радиоактивных отходов

Радиоактивные частицы образуются на всех этапах обработки радиоактивных руд: при добыче, размалывании, рафинировании, изготовлении топливных элементов, а также в атомных реакторах. В то время как на стадиях добычи и размолла концентрация радиоактивных частиц относительно мала и применяемое стандартное газоочистительное оборудование удовлетворяет всем требованиям, в топливных элементах и в реакторах концентрация радиоактивных материалов достаточно велика, поэтому необходимо соблюдать особые меры предосторожности. Это объясняется тем, что не только мелкие частицы из топливных элементов являются радиоактивными, но приобретают радиоактивность и частицы пыли из атмосферы. Возникает необходимость в тщательной очистке не только горячих газов из реакторов с газовым охлаждением, но также и обычного воздуха, который используется для кондиционирования здания. Эти защитные фильтры предназначены также для защиты среды, окружающей здание реактора, в случае аварии. Воздух для радиохимических лабораторий, в которых обрабатываются радиоактивные изотопы высокой концентрации, должен

Рис. VIII-22. Двухступенчатые фильтры с фильтрующими слоями из стекловолокна, хлопка и асбеста [584].

также тщательно очищаться. Эти вопросы подробно рассмотрены Уайтом и Смитом [935] и Кайльхольцем и Бэттлом [430].

Фильтры для радиоактивных изотопов должны соответствовать следующим требованиям:

эффективность улавливания около 99,99% для частиц размером менее 1 мкм, так как радиоактивные частицы в основном имеют размеры 0,2—0,7 мкм;

низкое сопротивление начальному расходу газов;

минимальные потребности в обслуживании в ходе эксплуатации;

срок службы, измеряемый годами;

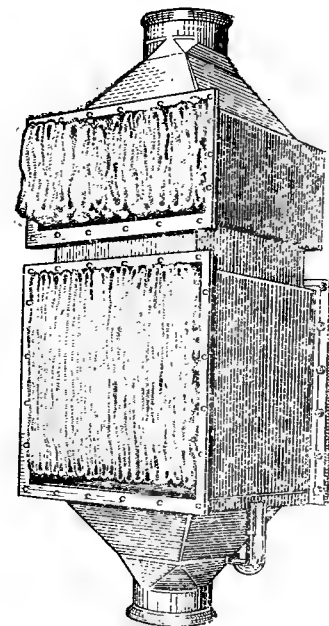
высокая огнестойкость;

герметизация материалов, которые не требуют вторичного удаления.

Оборудование принято оценивать по эффективности улавливания радиоактивных частиц с помощью коэффициента очистки (к.о.), а не через показатель эффективности, причем $\text{к.о.} = 1/(1 - \text{эффективность})$. К.о., равный 10, эквивалентен эффективности улавливания 90%, в то время как к.о., равный 1000, соответствует эффективности 99,9%. При очистке отходящих газов из реакторов значения к.о. должны достигать 10^6 .

Для очистки воздуха, входящего в здания, были разработаны волокнистые фильтры со стеклянными волокнами из эспарто и асбестовыми волокнами (они будут рассмотрены далее на стр. 390). Для очистки реакторных газов используются толстые слои асбестовых и стеклянных волокон, обеспечивающие наличие многочисленных поверхностей для инерционного столкновения и диффузии.

На начальной стадии разработки процессов очистки Управление по атомной энергии Великобритании предложило использовать гильзы диаметром 330 мм и длиной 1,4 м, наполненные смесью асбестовых и шерстяных волокон, каждая из гильз имеет пропускную способность $60 \text{ м}^3/\text{ч}$ при перепаде давления 250 Па и эффективность 99,99% по пробе метиленовой синью. Вследствие низкой пропускной способности были разработаны двухступенчатые фильтры (рис. VIII-22), наполненные хлопком и асбестом, со стекловолокнистым фильтром предочистки; пропускная способность такой системы $350 \text{ м}^3/\text{ч}$.



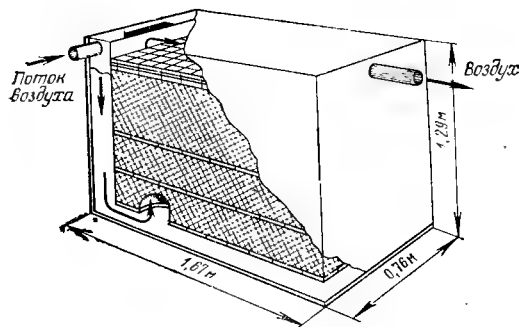


Рис. VIII-23. Фильтр для радиоактивных выбросов из технологических сосудов [91].

Позже была разработана трехступенчатая установка, включающая стекловолокнистый фильтр предочистки и два абсолютных стекловолокнистых фильтра с пропускной способностью

1700 м³/ч при общем перепаде давления 675 Па. Такая модель обладала эффективностью улавливания 99,997% по метиленовой сини и занимала площадь, равную 0,6 м² [684].

В практике США применяются стекловолокнистые фильтры с глубоким фильтрующим слоем; коэффициент очистки (к.о.) таких фильтров может быть рассчитан по следующему эмпирическому уравнению [90]:

$$k.o. = CL^a \rho_f^b u_s^c \quad (VIII.19)$$

где C — постоянная; L — глубина фильтрующего слоя, мм; ρ_f — плотность волокнистого слоя, кг/м³; u_s — поверхностная скорость, м/с; a , b и c — постоянные, значения которых приведены в табл. VIII-8.

Широкое применение нашли два типа многослойных фильтров с глубоким фильтрующим слоем — один для очистки выбросов в атмосферу из технологических аппаратов, другой — для очистки отходящего воздуха систем вентиляции. Первый из них (рис. VIII-23) был спроектирован производительностью 400 м³/ч и рассчитан на эффективность 99,99% при перепаде давления 1 кПа. Проектные данные приведены в табл. VIII-9.

В реальных условиях работы эффективность очистки превышала 99,9% и, вероятно, составляла величину, близкую к прогнозируемой 99,99% [91].

Фильтр системы вентиляции воздуха включал фильтрующий слой толщиной 2,1 м, состоящий из неплотно набитых волокон

ТАБЛИЦА VIII-8

Эмпирические постоянные для расчета коэффициентов очистки для стекловолокнистых фильтров [91]

Тип волокон	Размер волокна, мкм	C	a	b	c
AA	1,3	2,69	0,9	1,0	—0,2
B	2,5	—	—	—	—0,25
55	15	0,0131	0,9	1,1	—0,4
115K	30	0,0145	0,9	0,9	—0,4
450	115	—	—	—	—0,5

ТАБЛИЦА VIII-9

Эффективность улавливания стекловолокнистым фильтром радиоактивных газообразных выбросов [91]

Слой	Тип волокон	Размер волокна, мкм	Плотность набивки, кг/м³	Глубина слоя, мм	Δp , кПа	Возможная эффективность, %
Нижний	115K	30	24	304	25	39
Второй	115K	30	48	254	60	53
Третий	115K	30	96	508	335	93
Верхний	AA	1,3	19,2	25	550	99,9
				1091	970	99,9

класса 115K, и две последовательно установленные секции толщиной 12 мм каждая из волокон классов B и AA, соответственно (рис. VIII-24). По прогнозам эффективность этой установки должна быть 99,9%. Экспериментальные замеры уровня радиоактивности показали, что эффективность установки 99,84%.

Доктором Силверманом была разработана модель, именуемая «гарвардской диффузионной панелью» [769]. Это устройство включало два фильтра из стеклянной бумаги, опирающиеся на решетку из просечно-вытяжной стали и разделенных ячеистой конструкцией из огнеупорного материала. Пространства ячеистой конструкции были заполнены адсорбентом (например, посеребренный силикагель или активированный уголь). Такое сочетание материалов оказалось весьма эффективным при удалении частиц и обеспечило эффективность, превышающую 99,999%, что эквивалентно утечке, равной 10^{-4} . При удалении радиоактивных паров иода силикагель продемонстрировал эффективность 99,82%, а активированный уголь 95%, в то время как фильтр, не заполненный адсорбентом, всего лишь 22%.

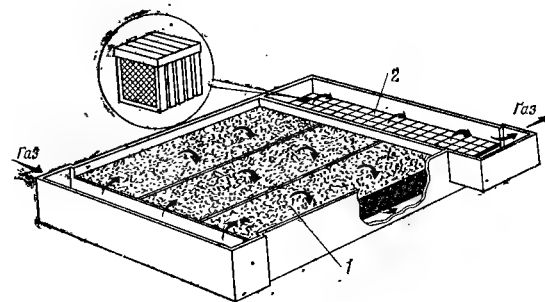
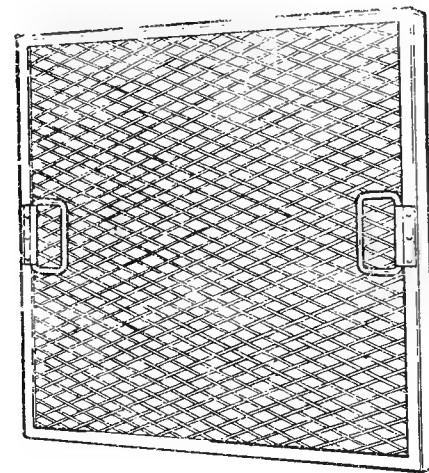


Рис. VIII-24. Многоступенчатый фильтр для вентиляции воздуха в помещениях, где осуществляются технологические операции с радиоактивными веществами: 1 — фильтр предочистки: глубиной 2×12 м с неплотной набивкой из волокна 115K; 2 — очистной фильтр: 12 мм волокна B (22,4 кг/м³) и 12 мм волокна AA (9,2 кг/м³).



Металлическую проволоку сплетают в тонкую сетку; ее сгибают с образованием шеврона и укладывают слоями таким образом, чтобы направление складок менялось в каждом последующем слое. Проволоку заключают в металлическую оболочку из вытяжной провололочной сетки. Если используют металлические стружки, их помещают между стенками из провололочной сетки. Фильтрующая ячейка представляет собой квадрат со стороной 0,5 м (рис. VIII-25); изготавливаются ячейки и других размеров от $0,3 \times 0,3$ м до $0,5 \times 0,8$ м. Квадратная ячейка со стороной 0,5 м весит около 11 кг; ячейки закрепляются зажимами в секционированном каркасе.

Поверхностные скорости газа составляют от 1500 до 2800 мм/с; большинство изготовителей рекомендуют вести фильтрацию со

	мг/м ³
Сельская местность (пригород)	0,4—0,8
Промышленные районы	0,8—1,5
Легкая промышленность	1,0—1,8
Тяжелая промышленность	1,5—3,0
Запыленные рабочие места	Более 3,0

Концентрация пыли в атмосферном воздухе в значительной степени уступает (составляет одну десятитысячную часть) концентрации пыли и паров в газообразных промышленных выбросах, поэтому значительные накопления пыли в фильтре происходят очень медленно. В связи с этим в некоторых случаях принято сооружать очистные установки, состоящие из ряда мелких блоков; они могут легко заменяться по истечении определенного промежутка времени — от 1 до 12 мес. и более в зависимости от типа фильтра и условий запыленности. Использованные фильтры могут очищаться для дальнейшего использования либо выбрасываться.

В других установках (особенно в тех, которые работают при более высоких пылевых нагрузках) предусмотрена частая автоматическая замена фильтрующей поверхности. Для этой цели используют либо ванну непрерывной отмывки, либо новый отрезок ткани, которая отмывается от рулона и заменяет фильтрующую поверхность. Для фильтров очистки воздуха важным условием является малый перепад давления, поскольку они обрабатывают очень большие объемы воздуха; затраты на потребляемую электроэнергию должны быть сведены к минимуму.

Вместо волокистых фильтров часто используют электрофильтры с положительной короной (см. главу X). Эти установки связаны с более высокими начальными затратами, чем обычные фильтры, однако они не требуют сменных элементов, так как периодически подвергаются отмывке с целью удаления пыли, собравшейся на электродах.

Воздухоочистительные фильтры изготовляют из различных материалов: металлической проволоки или стружек, стеклянных или химических волокон, асбеста или бумаги. Тонкость волокон определяет рабочие характеристики фильтра. Так, металлические стружки могут улавливать только относительно крупные частицы, в то время как фильтры с асбестовыми волокнами обеспечивают эффективное улавливание частиц с размерами менее микрометра.

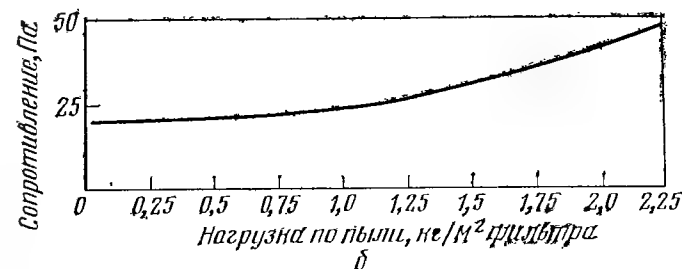
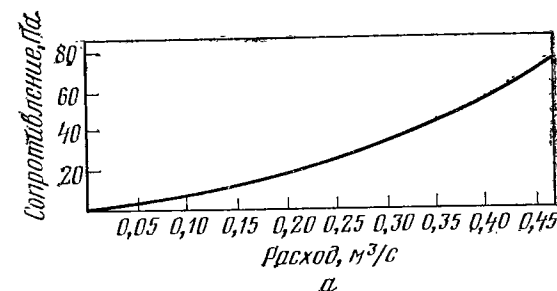


Рис. VIII-26. Зависимость сопротивления фильтра от расхода газа и его запыленности:

а — зависимость сопротивления от расхода для чистого металлического вязкого фильтра [888]; б — зависимость сопротивления фильтра от пылевой нагрузки.

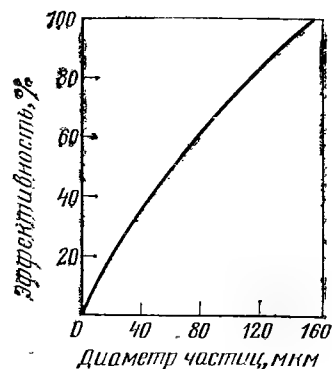


Рис. VIII-27. Эффективность улавливания отдельных фракций для металлического вязкого фильтра с толщиной фильтрующего слоя 50 мм [888].

скоростью 2200 мм/с, что обеспечивает пропускную способность 0,6 м³/ч через квадратную ячейку со стороной 0,5 м. Сопротивление потоку газов колеблется и зависит от расхода и пылевой нагрузки на фильтре. Кривая зависимости сопротивления металлического вязкого фильтра с фильтрующим слоем толщиной 50 мм от расхода

газа (0—0,45 м³/с) и пылевой нагрузки (0—2,25 кг/м²) представлена рис. VIII-26.

Пылевидные вещества, испытанные в данном эксперименте, представляли собой смесь 80% летучей золы с 20% ламповой сажи; эта смесь рекомендована для испытания фильтров Американским Инженерно-Техническим Обществом по отоплению и вентиляции; расход составлял 2,63 м/с, запыленность 12,5 кг/м³.

Металлическая проволока в этих фильтрах обычно покрыта слоем растворимого масла, которое предназначено для двух целей. Масло удерживает на проволоке уловленные частицы и предотвращает коррозию. Такие фильтры часто именуют вязкими фильтрами. В одной из моделей слой металлической проволоки переложены хлопчатобумажной марлей, которая способствует удерживанию масла в фильтре и сама выступает в роли фильтрующего материала. При загрязнении фильтров слой марли заменяют, очищают паром и вновь покрывают маслом.

Простые фильтры имеют относительно низкую эффективность; общая гравиметрическая эффективность составляет около 90%, типичная кривая эффективности улавливания различных фракций представлена на рис. VIII-27. Низкая эффективность улавливания мелких частиц свидетельствует о том, что инерционное столкновение является доминирующим механизмом улавливания, поэтому данные фильтры удовлетворительно работают только в тех случаях, когда требуется относительно низкая степень очистки.

При очень высокой запыленности воздуха можно использовать установку, в которой осуществляется непрерывная очистка фильтрующих ячеек. Ячейки крепят на бесконечной движущейся ленте (рис. VIII-28) или в виде экрана (рис. VIII-29), причем через определенные интервалы ячейки погружаются в масляную ванну; в нормальном режиме лента совершает один полный оборот в сутки.

Установки встраиваются в панели шириной 0,9 м и более и высотой от 1,5 до 4,5 м, кратной 100—125 мм, в зависимости от конструкции ячейки. Поверхностная скорость составляет около 2,8 м/с, перепад давления меняется в зависимости от конструкции ячейки

от 8,7 до 110 Па. Эффективность улавливания в этих системах аналогична улавливанию неподвижными фильтрующими панелями из проволоочных сеток.

В тех случаях, когда необходима более высокая степень очистки, чем достигаемая с помощью проволоочно-сетчатых фильтров, применяют фильтрующие материалы из стеклянных или химических волокон. В наиболее элементарной форме эти фильтры состоят из ячеек стандартных размеров (квадрат со стороной 0,5 м и глубиной фильтрующего слоя 25, 50 и 100 мм) разового пользования с неплотной набивкой материала, который может быть обработан для увеличения взаимосвязи волокон. Материал помещают между перфорированными картонными или металлическими листами. Обработка материала проводится малолетучей пластичной

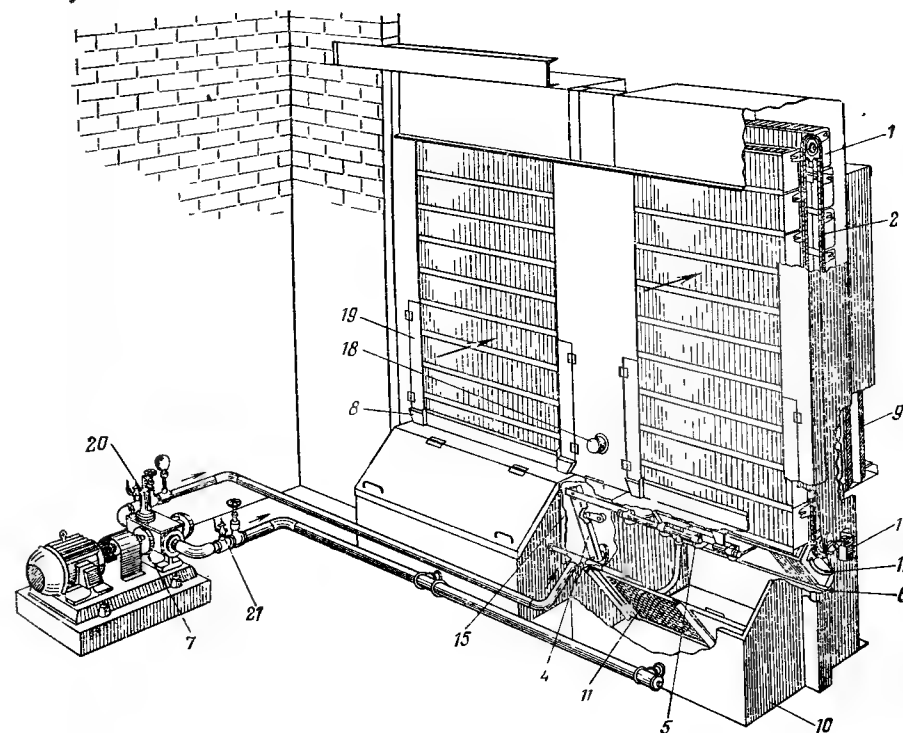


Рис. VIII-28. Непрерывно очищаемый вязкий фильтр с фильтрующими ячейками и автоматической непрерывной очисткой [888].

1 — фильтрующие ячейки; 2 — цепь конвейера, на котором крепятся ячейки; 4 — качающийся рычаг; 5 — поршневой коллектор; 6 — шпилька; 7 — главный маслонасос; 8 — маслоуловитель; 9, 11 — съемные сетчатые экраны; 10 — маслобак; 12 — направляющие ход ячейки; 15 — съемный кожух качающегося рычага; 18 — загрузочный люк; 19 — ручной привод; 20, 21 — соединительные муфты шланга соответственно заполнения и опорожнения маслобаков.

Направление
движения
экрана

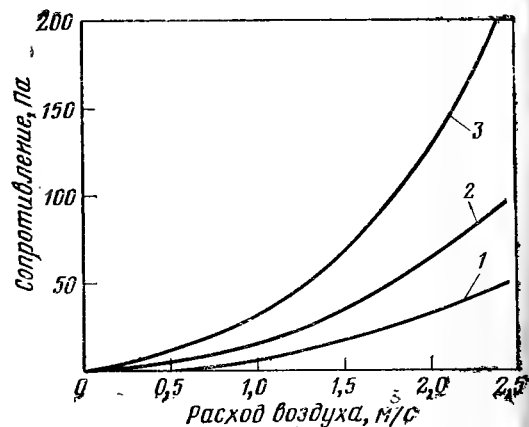
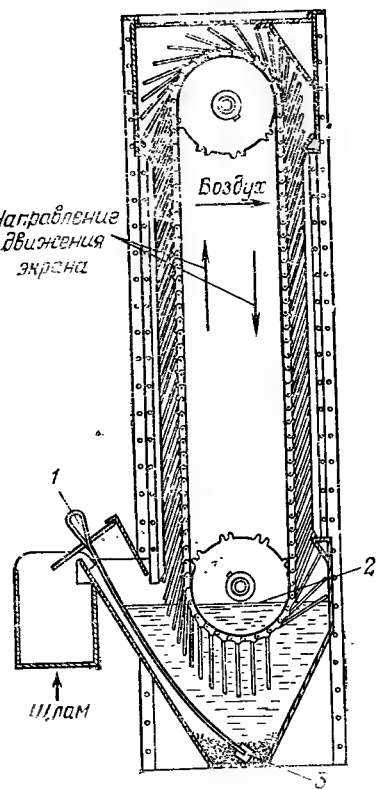


Рис. VIII-30. Зависимость сопротивления от расхода воздуха в фильтре из стекловолокна [889]:

1 — толщина набивки 25 мм; 2 — то же, 50 мм; 3 — то же, 100 мм.

Рис. VIII-29. Экран из фильтрующих ячеек [18]:

1 — скребок для удаления шлама; 2 — уровень масла; 3 — шлам.

смолой; она необходима тогда, когда влажная атмосферная среда приводит к спутыванию неплотно набитых волокон.

Поверхностные скорости, рекомендуемые для данных фильтров, составляют около 1,5 м/с, хотя могут быть изготовлены специальные фильтрующие ячейки, работающие при скоростях, на 50% превышающих указанную. Рекомендуемую скорость не следует превышать, в противном случае наблюдается разрушение материала внутри ячейки, а также вынос уловленных частиц. Сопротивление фильтра такого типа несколько выше сопротивления фильтра с металлической клеевой набивкой; кривая зависимости перепада давления от расхода показана на рис. VIII-30.

Рзновидностью довольно толстых слоев с неплотно набитыми волокнами является фильтрующий слой, в котором синтетические волокна укладывают уплотненными слоями и связывают с помощью раствора полимера. Этим способом получают фильтрующий материал, для которого не требуются дополнительные опорные устройства при вставлении в квадратную стандартную раму со стороной около 0,6 м. Фильтрующий загрязненный материал либо отмывается, либо используется одноразово; рекомендованные

рабочие скорости составляют 1,8—2,5 м/с. Наивысшая полученная эффективность составляет 80% (по испытанию A.I.F.), пылевая нагрузка фильтра 0,38 кг/м². При более низкой эффективности могут быть достигнуты высокие пылевые нагрузки.

Эффективность фильтрования при высоких пылевых нагрузках, характерная для типового стекловолоконного фильтра, испытанного в соответствии с требованиями Британских стандартов [130], приведена на рис. VIII-31. Пылевидные материалы, применявшиеся в испытаниях, имели средний размер частиц 5 мкм (пробный пылевидный материал № 2), 18 мкм (пробный пылевидный материал № 3) и 0,3 мкм (пары метиленовой сини). Для пылевидных материалов № 2 и № 3 эффективность улавливания равна 80—85% для новых фильтров, но снижается при высоких пылевых нагрузках, что свидетельствует об уносе из фильтра уловленных частиц. Эф-

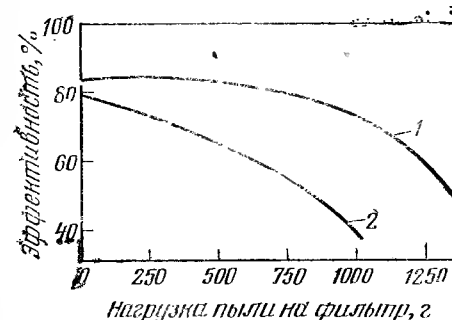


Рис. VIII-31. Эффективность стекловолоконной набивки фильтра при стандартных условиях испытаний при расходе воздуха 1,5 м/с [889]:

1 — пылевидный материал № 2; 2 — пылевидный материал № 3; пунктирная кривая характеризует эффективность по метиленовой сини (Алоксет 50 и 225).

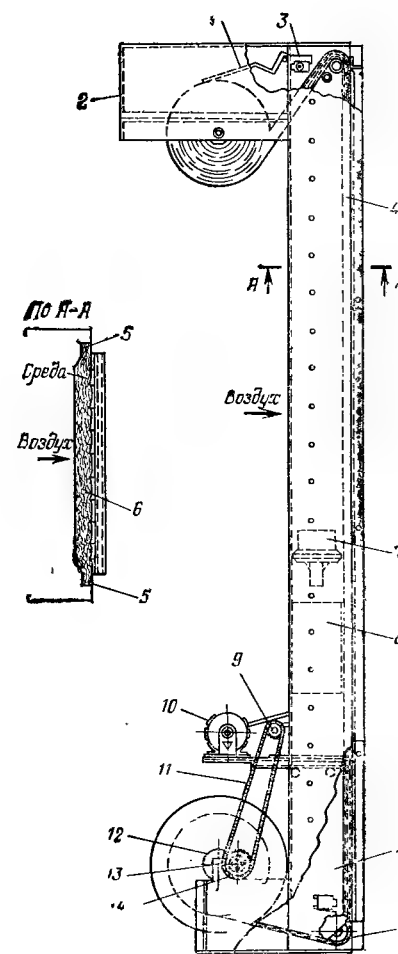


Рис. VIII-32. Автоматическая система сворачивания фильтрующей ткани [171]:

1 — прижимная пластина; 2 — кожух верхнего рулона фильтрующей среды; 3 — автоматический выключатель; 4 — фильтрующая среда; 5 — концевое уплотнение; 6 — опорная решетка; 7 — устройство для предохранения среды; 8 — блок управления; 9 — редуктор; 10 — двигатель 0,12 кВт; 11 — цепной привод; 12 — ведомый механизм; 13 — шарикоподшипник; 14 — зубчатое колесо и шестерня; 15 — измерительный кулачок и борозчатый измерительный шкив; 16 — регулятор подачи фильтрующей среды.

фективность захвата частиц размером менее микрометра очень низка, о чем свидетельствует 10%-ная эффективность улавливания метиленовой сини. В связи с этим данные фильтры не могут применяться для очистки воздуха в помещениях, требующих повышенной чистоты в связи с проведением фотографических, биологических или радиохимических работ.

Для повышения эффективности таких фильтров важно предотвратить возрастание пылевой нагрузки; для этой цели разработано автоматическое устройство для замены фильтрующего материала, так называемый «сворачивающийся» фильтр (рис. VIII-32). В этом случае фильтрующей средой является относительно плотно спрессованный слой связанного стеклянного или химического волокна с опорой из неплотной ткани.

Чистый участок фильтрующего материала подвергается воздействию загрязненных газов. По истечении установленного времени или после того, как перепад давления достигнет оптимальной величины 87—100 Па, автоматический механизм подводит под поток газов чистую фильтрующую поверхность, сворачивая в рулон загрязненный материал. Рекомендуется поддерживать поверхностную скорость 2,5 м/с; таким образом, при улавливании пылевидных материалов № 2 и № 3 по Британским стандартам часто достигается требуемая эффективность улавливания при запыленности фильтров до 0,43 кг/м² (что соответствует сопротивлению фильтра порядка 90—100 Па). При улавливании более крупных частиц пыли возможна более высокая запыленность фильтрующей ткани до 1,0 кг/м² при условии, что перепад давления на фильтре не превышает 100 Па.

Альтернативным подходом к повышению эффективности фильтра при больших пылевых нагрузках является увеличение площади фильтрующей поверхности путем натягивания фильтрующей ткани на ряд рамок, как показано на рис. VIII-33. Поверхностная скорость для данного типа установки составляет около 1,5 м/с, что обеспечивает скорость прохождения газа через фильтрующую ткань около 120 мм/с; эта скорость достаточно низка для того, чтобы предотвратить унос частиц, уловленных фильтровальной тканью; эффективность улавливания приведена на рис. VIII-34. Сопротивление фильтра около 40 Па для новой фильтрующей ткани.

Некоторые изготовители фильтров поставляют более тяжелый фильтрующий материал с повышенной эффективностью улавливания при поверхностной скорости 1 м/с. Это сокращает скорость прохождения газа через ткань до 65 мм/с с перепадом давления 80 Па. Как было показано, эффективность улавливания данного фильтра составляет 97% по результатам испытаний Американского Инженерно-Технического Общества по отоплению и вентиляции и около 88% по результатам испытаний метиленовой синью [88]. Интересной модификацией фильтра с глубоким фильтрующим слоем, который удобен при очистке сред с высоким загрязнением,

является установка «мешочного» типа, в которой на каркасную раму натягиваются небольшие мешки. Конструкция позволяет использовать стандартные поверхностные скорости 2,3—2,5 м/с. Средняя эффективность (по спецификации Британского стандарта 2831) для пылевидного материала № 2 составляет от 84 до 94% и более в зависимости от используемого фильтровального материала, в то время как эффективность по метиленовой сини равна примерно 30%. Пылевая нагрузка составляет 4,3—5,4 кг/м² площади фильтрующей поверхности, что в 10 раз превышает пылевую нагрузку плоского сухого пылеуловителя, изготовленного из волокнистого полимерного материала. Такая установка примерно на 20% дешевле фильтра с глубоким фильтрующим слоем.

Если фильтрующий материал изготовлен из химических волокон, ткань иногда можно отмывать в специальных баках сухой химической чистки и использовать повторно. Однако в процессе чистки происходит частичное слипание и обворсание волокон, и поры между волокнами будут увеличиваться таким образом, что волокна могут пропускать воздух, не задерживая содержащиеся в нем частицы. Поэтому в тех случаях, когда необходимо поддержи-

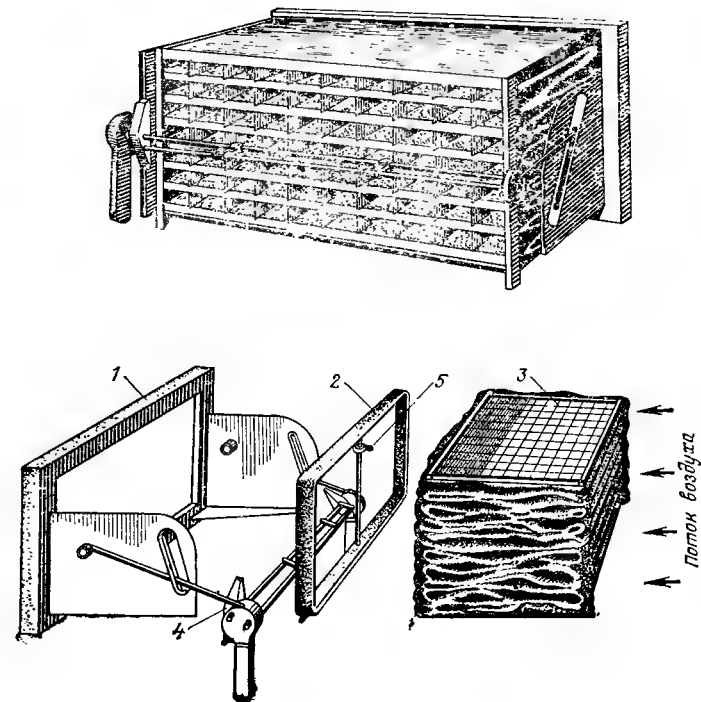


Рис. VIII-33. Сборка многослойного фильтра [889]:

1 — опорная рама; 2 — уплотняющая рама; 3 — вставной элемент; 4 — узел запорной ручки; 5 — скоба.

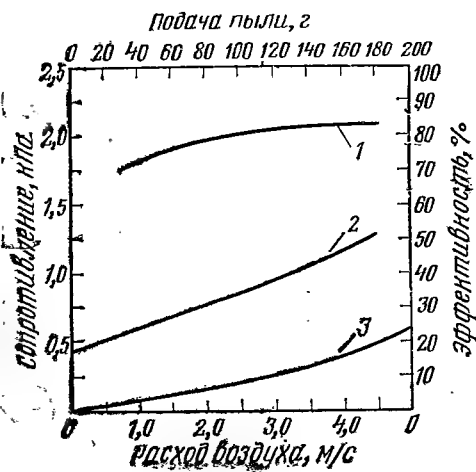


Рис. VIII-34. Типичная рабочая характеристика многослойного фильтра: 1 — зависимость подачи пыли от эффективности; 2 — зависимость подачи пыли от сопротивления; 3 — зависимость потока воздуха от сопротивления.

вать высокую улавливающую способность фильтра, не рекомендуется применять промывку фильтрующего материала.

Если необходимо достичь еще более высокой степени эффективности по сравнению с эффективностью многослойного фильтра, возникает необходимость формирования фильтрующей среды из очень

тонких волокон. Для этой цели, в частности, оказались пригодными асбестовые волокна; будучи очень тонкими они обладают также огнестойкостью. Американские исследователи предпочитают вместо метиленовой сини дым диоктилфталата с частицами среднего размера 0,3 мкм, аналогичного размеру частиц метиленовой сини, поэтому указанный дым допускает прямое сравнение с метиленовой синью.

Фильтрующая бумага с асбестовым наполнителем имеет эффективность фильтрации (по диоктилфталату) 99,85% для новой бумаги и возрастает до 99,999% через 2 ч после начала фильтрования при скорости прохождения среды 27 мм/с [698] и перепаде давления 236 Па. В целях достижения приемлемого расхода и поверхностной скорости 625 мм/с фильтрующую бумагу сворачивают в компактные панели квадратной формы со стороной 0,6 м и толщиной 0,2 м. Расход газа через панель 850 м³/ч, скорость прохождения фильтруемой среды через бумагу около 20 мм/с.

Эти фильтры, находящиеся в промышленном производстве, обычно именуются «абсолютными» фильтрами. Они изготавливаются из эспарто или листового асбеста. Управление по атомной энергии, для которого требуется огнестойкость фильтров при температуре 550 °С, использует цельностекловолоконистую бумагу в качестве фильтрующего материала. Эти фильтры, находящиеся в промышленном производстве, обладают эффективностью улавливания по диоктилфталату, слегка уступающую экспериментальным типам.

Для менее жестких режимов, а также для условий, в которых применение асбестовых волокон нежелательно, могут использоваться фильтры из эспарто. Эффективность улавливания различных видов широко применяемых фильтров приводится в табл. VIII-10.

Для фармакологии и пищевой промышленности особенно важна эффективность улавливания или, наоборот, способность про-

Эффективность фильтрующих материалов, используемых в фильтрах кондиционирования воздуха (испытания проводили с диоктилфталатом или метиленовой синью)

Материал	Расход у поверхности, мм/с	Сопротивление, кПа	Эффективность, %
Асбестовая бумага [798]			
в начале очистки	27	0,20	99,98
через 205 мин	27	0,24	99,993
Промышленные абсолютные фильтры [889]			
эспарто — асбест	20	0,28	99,95
стекловолокно — асбест	20	0,28	99,99
стекловолокно (при 550 °С)	20	0,28	99,99
целлюлозные волокна — асбест	20	0,09	90
эспарто (для использования в фотопромышленности)	20	0,06	65
Слой из стекловолокна			
волокно 3 мкм, слой 12 мм	170	0,01	63
» 1,3 мкм, слой 12 мм	150	0,45	91
» » » » 25 мм	140	0,38	99,4
» 3 мкм, слой 12 мм и волокно, 1,3 мкм, слой 12 мм	150	0,23	94
Бумага для мешков в пылесосах [798]	70	0,30	30
Тканые стеклянные волокна [798]			
тонкая система	26	0,02	48
грубая система	26	0,005	22
Шерстяной войлок (система с реверсивной струей воздуха) [798]			
в начале очистки	100	0,20	30
через 840 ч	100	0,70	92

никновения микроорганизмов через фильтр. В табл. VIII-11 указана эффективность этих фильтров по отношению к бактериям (1,0 мкм) и вирусам (0,03 мкм).

ТАБЛИЦА VIII-11

Проникновение диоктилфталата и микроорганизмов (в %) через фильтрующий материал [584]

Тип фильтра	Диоктилфталат	Бактерии (1,0 мкм)	Вирусы (0,03 мкм)
Стекловолоконная бумага	0,01	0,0001	0,0036
Асбесто-целлюлозная бумага	0,05	0,0002—0,0003	—
Асбесто-целлюлоза низкой категории	5,0	0,4	3,5
Хлопчатобумажно-асбестовый материал	0,001	0,005	—

УЛАВЛИВАНИЕ ЧАСТИЦ В МОКРЫХ СКРУББЕРАХ

Издавна известно эффективное действие дождя по удалению из атмосферы частицы пыли, находящейся в воздухе во взвешенном состоянии. Идея этого природного процесса использована при разработке разнообразного оборудования мокрого скруббирования. Принцип мокрого улавливания частиц имеет ряд преимуществ перед сухим улавливанием (уменьшение взрывоопасности), а также ряд недостатков, в основном связанных с коррозией элементов установки и необходимостью удаления жидких стоков. В сводном виде эти достоинства и недостатки [259] представлены ниже:

Мокрое	Сухое
Преимущества	
1. Одновременно улавливаются дымовые газы и частицы	1. Получение конечного продукта без дальнейшей очистки
2. Извлечение растворимых веществ, растворы могут далее поступать для очистки	2. Отсутствие коррозии (в большинстве случаев)
3. Охлаждение и промывка горячих дымовых газов	3. Уменьшение объема хранилища конечного продукта
4. Могут быть уловлены и нейтрализованы агрессивные газы и пары	4. Применение сжигаемых фильтров для улавливания радиоактивных отходов
5. Отсутствие пожаро- и взрывоопасности в условиях применения подходящей промывочной жидкости (обычно воды)	5. Длительный срок службы оборудования и высокая эффективность улавливания частиц размером более 0,05 мкм
6. Меньшие габариты установки, по сравнению с сухими уловителями	
Недостатки	
1. Кристаллизация растворимых веществ	1. Образование твердого брикета гигроскопических материалов, что создает трудности при извлечении
2. Необходимость отстаивания в фильтрационной установке нерастворимых материалов	2. Ремонт установки и удаление сухой пыли могут быть опасными для персонала

3. Удаление сбросных вод, что вызывает затруднения
4. Унос туманов и паров потоком уходящих газов
5. Высокая влажность и низкая точка росы промывочного воздуха
6. Трудность смачивания очень мелких частиц (доли микрона), поэтому они не будут улавливаться
7. Проблемы коррозии
8. Замерзание жидкости в холодном климате
3. Ограниченность применения средств пылеулавливания в условиях высоких температур
4. Ограниченность применения при наличии коррозионных туманов на некоторых установках (например, помещений для мешочных фильтров)
5. Возможность вторичного запыления при удалении уловленной пыли

Механизмы улавливания частиц в скрубберах и в фильтрах идентичны: инерционное столкновение, перехватывание и диффузия; они подробно обсуждены в гл. VII. Большое значение при улавливании частиц могут иметь также конденсационные эффекты и унос частиц потоком среды.

Хотя на капельках жидкости во время распыления возникает некоторый электростатический заряд, он, как было показано, является слишком слабым, чтобы играть важную роль в улавливании частиц [256] за исключением тех случаев, когда капелькам жидкости специально сообщается заряд из внешнего источника [463]. Подобным же образом тепловое осаждение вряд ли может быть главной силой притяжения частиц, поскольку капельки жидкости летучи, а температурный перепад, необходимый для эффективного теплового осаждения, настолько велик, что эти капельки должны были бы испариться. В системах, где используются оросительные башни и скрубберы для обработки горячих дымовых газов, они выполняют комплексную функцию охлаждения и увлажнения газов, а также улавливания крупных частиц, прежде чем газы поступят в соответствующую установку для удаления мелких частиц.

Конденсационный эффект имеет определенное значение в скрубберах Вентури, где дымовые газы предварительно насыщаются влагой при прохождении через зону пониженного давления в горловине трубы Вентури. Последующая их конденсация происходит в диффузоре, где снижается скорость потока и возрастает давление [466]. Частицы пыли выступают в роли ядер для конденсации паров; они агломерируются и легко отделяются в камере улавливания. Увлечение частиц потоком газов приводит к необходимости их улавливания.

Невозможно классифицировать скрубберы по главному механизму улавливания, который может быть различным в каждом отдельном случае. Это обуславливает конкретную область использования каждого типа скрубберов. Опытным путем было показано, что улучшение характеристик скруббера, т. е. способность улавливать частицы по мере уменьшения их размеров, является функцией количества энергии, потребляемого установкой [752]. Таким образом скрубберы с низким гидравлическим сопротивлением (например, скрубберы с разбрызгивающим устройством) улавливают крупные частицы, в то время как установки с большим перепадом давления (типа установок Вентури) эффективны в улавливании мелких частиц.

В данной работе скрубберы будут классифицироваться, во-первых, по способу образования капель, а во-вторых, по механизму улавливания капель. Так, например, в простых скрубберах с разбрызгивающим устройством капли формируются в результате распыления струй и улавливаются путем гравитационного притяжения, в то время как в центробежных скрубберах капли, также образовавшиеся в результате распыления струй, улавливаются центробежными силами. В других типах скрубберов используется струя газа, которая распыляет жидкость и приводит к образованию капель и брызг. Здесь не будут рассмотрены лишь уловители с орошением и увлажнением стенок, поскольку они служат, в первую очередь, для предотвращения уноса частиц, а не для улавливания частиц. Эти установки рассматриваются исходя из характеристик механизма, служащего для улавливания частиц. Например, орошаемые циклоны эффективнее обычных циклонов.

1. СКРУББЕРЫ С РАЗБРЫЗГИВАНИЕМ

Простейшим типом скруббера является башня с разбрызгивающим устройством. Капли жидкости образуются с помощью брызгальных сопел и, падая вниз, соприкасаются с восходящим потоком загрязненных дымовых газов. Для предотвращения уноса потоком газа капли должны быть достаточно крупными, чтобы скорость падения превышала скорость восходящего потока газов; фактически скорость капель составляет примерно 0,6—1,2 м/с.

Капли размером менее 1 мм (если в скруббере используется вода) приобретают почти сферическую форму, и скорость их падения может сравниться со скоростью падения сферических объектов в спокойном воздухе (см. табл. V-1).

Поскольку диаметр капель жидкости, образующихся в распылительных скрубберах, равен 0,1—1 мм, частицы, улавливаемые этими каплями, сравнительно велики, поэтому основными механизмами улавливания являются перехватывание и инерционное столкновение. Стайрманд [801] рассчитал, что оптимальная эффективность улавливания путем инерционного столкновения для ка-

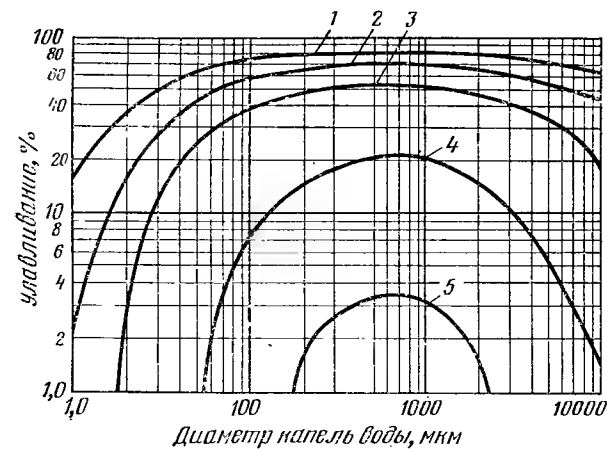


Рис. IX-1. Оптимальный размер капель для улавливания с помощью инерционного столкновения (в простой оросительной башне [801]):

1 — диаметр частиц пыли 10 мкм; 2 — то же, 7 мкм; 3 — то же, 5 мкм; 4 — то же, 3 мкм; 5 — то же, 2 мкм.

пель, падающих под действием гравитационных сил в неподвижном воздухе, не зависит от размера капли и происходит тогда, когда диаметр капли составляет 0,8 мм (рис. IX-1): капли диаметром 0,8 мм имеют скорость падения свыше 3 м/с, в то время как капли размером 0,4 мм падают с относительной скоростью 1,58 м/с, поэтому для простого скруббера с разбрызгиванием наиболее подходящим является сопло, выдающее капли чуть меньше 1 мм.

Как было выяснено, для этой цели наиболее подходят сопла с отражением струй (см. стр. 403 сл.), поскольку они имеют прочную конструкцию и не имеют тенденции засоряться или изнашиваться при рециркуляции скрубберной жидкости, содержащей твердые материалы [344]. На практике в скрубберах, используемых для очистки колосниковых газов [911], около 30—35% жидкости поступает на рециркуляцию, что приводит к снижению нагрузки на водоочистительную установку. Кроме того, существует мнение, — хотя и не подтвержденное в настоящее время, — что содержание твердых веществ в скрубберной жидкости снижает поверхностное натяжение, улучшает смачивание и, таким образом, облегчает улавливание частиц.

Типовой башенный скруббер больших размеров с разбрызгивающим устройством изображен на рис. IX-2. Диаметр конструкции 5 м, полезная высота 16 м; в первоначальном варианте по окружности башни были расположены пять оросительных колец, имеющие 14—16 сопел в каждом кольце (см. рис. IX-2). Пропускная способность башни 50 000 м³/ч при скорости потока газов около 0,75 м/с.

Второй вариант компоновки (рис. IX-2, б) — такая же башня с девятью распылительными коническими соплами, расположенными в центре; этот вариант обеспечивал снижение концентрации твердых веществ в дымовых газах от 2,2 до 0,22 г/м³, т. е. к. п. д. составил 90% (по сравнению с 73% при расположении оросительных устройств по окружности). Срок службы центральных оросительных устройств 18 мес.; как выяснено, они дают наибольший эффект при использовании в скрубберных башнях диаметром до 7,5 м с пропускной способностью 200 000 м³/ч (скорость потока газов 1130 м/с).

Расход воды на скрубберные башни может быть определен по данным на рис. IX-3, где показан удельный расход воды (в 1 м⁻³) для различных уровней концентрации на выходе на основе пара-

рис. IX-3. Удельное потребление воды простым башенным скруббером с разбрызгиванием [344]:

1 — $C_{\text{вх}} = 2$ г/м³; 2 — 4 г/м³; 3 — 6 г/м³; 4 — 8 г/м³; 5 — 10 г/м³; 6 — 12 г/м³.

метров концентрации на входе при улавливании пыли, содержащейся в колошниковых газах.

Испарение капель

Когда противоточный мокрый скруббер работает как газоохладитель, а также как уловитель твердых частиц, при его конструировании возникает ряд проблем, обусловленный испарением и уменьшением размера капель. Для расчета колонны ее разбивают на ряд секций, каждая из которых имеет одно кольцо оросительных сопел. Затем, зная температуру газов и время пребывания капель в данной секции, определяют интенсивность испарения в данной зоне. В первую очередь рассматривают участок в верхней части колонны, куда вводят новые капли для орошения; здесь определяют параметры входящих газов. Определив интенсивность испарения в этой зоне, можно найти условия процесса в верхней части предпоследней секции, однако в этой секции имеются как вновь вводимые капли орошающей жидкости, так и стекающие частично испарившиеся капли. Полный расчет пока не проведен.

Алонсо и Страус (расчеты не опубликованы) сделали попытку аналитически определить воздействие различных факторов на работу одноступенчатого скруббера. Для этого они рассматривали взаимодействие между материалом частиц, капельками жидкости и поверхностной пленкой стенки в простом цилиндрическом скруббере с вертикальной осью.

При разработке математической модели было принято, что направление потока является ассиметричным, колебания осевой скорости в радиальном направлении незначительны и могут быть представлены усредненным значением; осевая дисперсия и диффузия, являющиеся следствием градиента концентрации, учитываются в виде соответствующих дифференциальных членов; радиальная диффузия и перенос капель жидкости выражаются в виде транспортных уравнений и эмпирических корреляций, в то время как коэффициенты пленочного переноса используются для описания процесса переноса.

Уравнения материального баланса были выражены в безразмерной форме, что соответствует массопередаче от капель жидко-

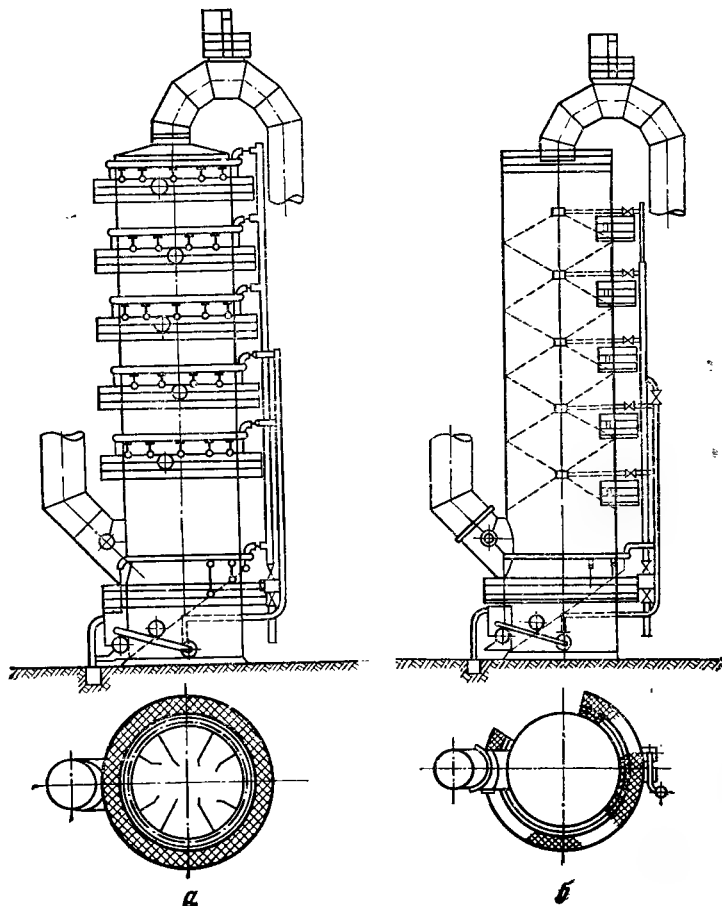
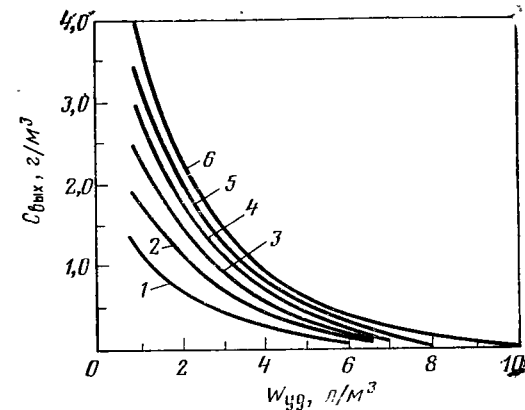


Рис. IX-2. Башенный скруббер с оросительным устройством, расположенным по окружности (а) и по оси (б) [344].

сти к газам, и решены аналитически. Кроме того, были приняты следующие упрощения:

а) не принималось во внимание испарения капель жидкости и захват капель стенками цилиндра;

б) не учитывалось испарение капель, однако взаимодействие капель со стенками, которое условно считали соответствующим соотношению, предложенному Александером и Колдреном [8], при анализе принимали во внимание;

в) учитывалось испарение капель по методу Сьенитцера [775] и Фресслинга [284], а также взаимодействие между каплями и стенками (см. б).

В решении полученных уравнений использовали также распределение твердых частиц и капель по размерам, предложенное Хржианом и Мазинем [872]

$$N(r) = Ar^2e^{-br}$$

где r — радиус капель или частиц; A, b — константы.

Полученные уравнения чрезвычайно сложны и здесь не приводятся.

На основании работы Сьенитцера можно показать, что тепло для испарения капель почти во всем объеме скруббера поступает от газов, а не вследствие теплового излучения стенок, тепла воды или другой жидкости, расходуемой на орошение. Программа экспериментальных исследований, принятая авторами [826], позволит определить коэффициенты массопереноса и вывести эмпирические корреляции, выраженные через расходные параметры, что обеспечит сравнительно простое решение.

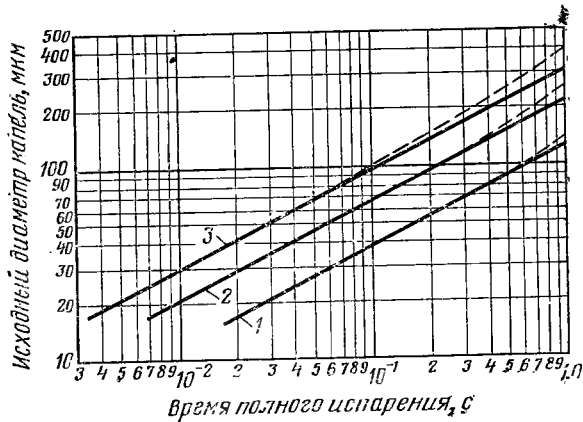
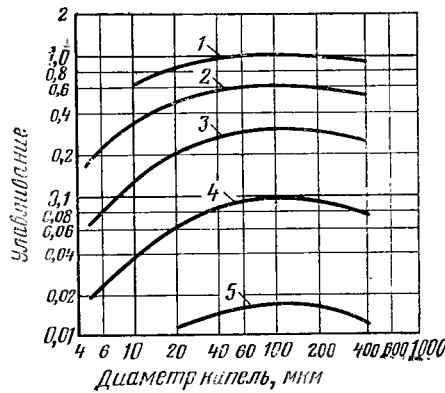


Рис. IX-4. Отношение между диаметром водяной капли и временем, необходимым для полного испарения [552]:
1 — $\Delta t_m = 93^\circ\text{C}$; 2 — 260°C ; 3 — 430°C (сплошные линии — нулевая относительная скорость; пунктирные линии — конечная скорость).

Рис. IX-5. Оптимальный размер капель для улавливания путем инерционного столкновения в центробежном скруббере с разбрызгиванием [405]:

1 — частицы размером 5 мкм; 2 — то же, 2 мкм; 3 — то же, 4 мкм; 4 — то же, 0,5 мкм; 5 — то же, 0,2 мкм.



Интенсивность испарения капель чистой воды, перемешающихся с конечной скоростью, — что является логичным исходным предположением, — может быть установлена по графикам, составленным Маршаллом [551, 552], один из них представлен на рис. IX-4. Маршалл попытался также описать комплексную проблему испарения капель, содержащих некоторое количество растворенных твердых веществ, как результат части своих исследований в области сушки расплавлением, поэтому в случае необходимости для проведения детальных расчетов следует обратиться к монографии [551].

Конденсация на поверхности капель

Данная проблема рассмотрена на стр. 414 сл.

2. ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ СКРУББЕРЫ С РАЗБРЫЗГИВАНИЕМ

Эффективность улавливания частиц, по размеру, меньших, чем частицы, улавливаемые в простом башенном скруббере с разбрызгиванием, может быть повышена путем увеличения относительной скорости капель жидкости и потока дымовых газов. Воздействие на капли жидкости возрастает при использовании центробежной силы вращающейся струи газов в отличие от гравитационных сил, действующих в простом скруббере. Например, когда газы движутся с тангенциальной скоростью 17,5 м/с в радиусе 0,3 м, центробежная сила составляет 100 гс (980 Н). Джонстоун и Робертс [405] рассчитали эффективность улавливания твердых частиц каплями различных размеров под влиянием силы, равной 980 Н, путем инерционного столкновения (рис. IX-5).

Приведенные кривые свидетельствуют о том, что наиболее эффективно улавливание капель размером около 100 мкм; капли большего размера ухудшают процесс инерционного столкновения, в то время как капли меньшего размера уносятся потоком газов. Кривые показывают также увеличение эффективности центробежного скруббера по сравнению со скруббером гравитационного орошения особенно для улавливания частиц размером от 1 до 10 мкм. Улавливание частиц путем диффузии не очень эффективно за ис-

ТАБЛИЦА IX-1.

Рабочие характеристики циклонного скруббера
с разбрызгиванием [447] (модель Пиза—Энтони)

Источник газов	Пыль или туманообразные вещества	Размер частиц, мкм	Содержание пыли, г/м ³		Эффективность, %
			на входе	на выходе	
Дымовые котла	Летучая зола (измельченный уголь)	>2,5	1,1—5,8	0,04—0,1	88—98,8
Доменная печь (чугун)	Железорудный кокс	0,5—20	6,7—53,5	0,07—0,18	99
Печь для обжига извести	Известь	1—25	17,2	0,56	97
		2—40	20,5	0,18	99
Отражательная печь для получения свинца	Свинец	0,5—2+	1,1—4,5	0,05—0,09	95—98
Вращающаяся сушилка	Нитрат аммония	Крупные нестойкие агломераты			99+
Суперфосфатная камера и смеситель	Соединения фтора	Туманы	0,31	0,007	97,8
Барбатер	Касторовое масло	Туманы	0,006	0,0013	78

ключением частиц размером менее 0,01 мкм. Промышленные центробежные скрубберы с разбрызгиванием имеют рабочий к. п. д. 97% и выше для частиц крупнее 2 мкм.

В табл. IX-1 представлены основные рабочие характеристики скрубберов.

Существует два варианта центробежных скрубберов промышленного типа с разбрызгиванием. В первом из них вращательное движение потока газов создается в результате их впуска по касательной со скоростью от 15 до 60 м/с. Жидкость поступает в скруббер в направлении от разбрызгивающих устройств, установленных в центральной трубе [447] (рис. IX-6, а). Во второй конструкции (рис. IX-6, б) вращательное движение придается потоку газов с помощью неподвижного направляющего аппарата, а орошающая жидкость поступает в камеру в направлении низа из единственной форсунки, расположенной в центре. Обе конструкции установки позволяют пропускать от 850 до 68 000 м³/ч.

Имеются также два горизонтальных промышленных центробежных скруббера с разбрызгиванием. Особенность их конструкции заключается в сужении канала, через который поступает газ. Здесь же установлен обтекатель, который сообщает газам дополнительное завихрение после их впуска в камеру по касательной. Один из скрубберов — V-образный золоуловитель Дэвидсона типа

«Сирокко» [202] представлен на рис. IX-7, его производительность 15 000 м³/ч, перепад давления 1,9 кПа, давление воды на соплах 280 кПа, циркуляция воды 0,85 л/с. На рис. IX-7 показана также эффективность установки по улавливанию различных фракций.

Аналогичен этому золоуловителю циклонный мокрый скруббер Вентури типа «Картер — Дэй», в котором вместо сужения канала эффект Вентури создается толстыми составными изогнутыми лопатками. По габаритам эти установки, как правило, крупнее золоуловителей Дэвидсона.

Третий тип центробежного скруббера, не запущенный в промышленное производство, в последнее время всесторонне испытывается Фэрстом и др. [259]. В принципе этот скруббер представляет собой обычный циклон, однако впуск газов в нем осуществляется у основания цилиндрической части, а направление разбрызгивания перпендикулярно потоку газов. Наиболее эффективной оказалась подача водяных струй под высоким давлением из центробежной форсунки, что позволило достичь 90% эффективности улавливания частиц талька размером в микронах.

В другом случае испытания проводились на аналогичной установке [657], где при удалении пыли, состоящей в основном (85%) из крупных частиц (более 10 мкм), была достигнута производи-

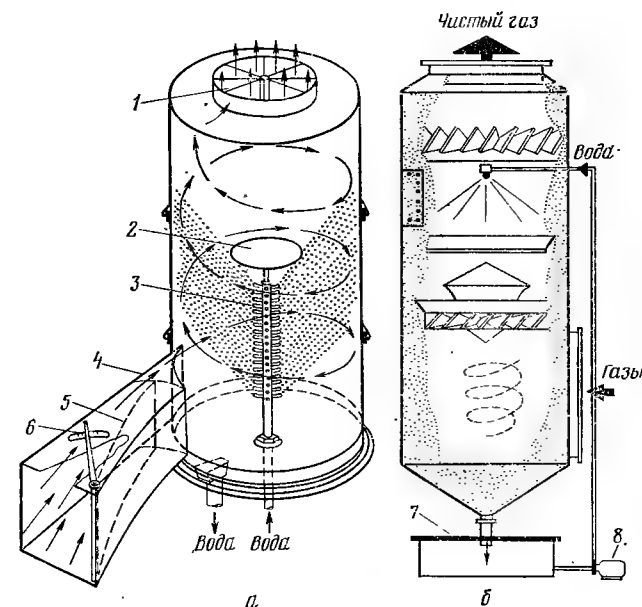


Рис. IX-6. Центробежный скруббер с разбрызгиванием:

а — модель Пиза-Энтони [410]; б — ввод через направляющий аппарат; 1 — направляющий аппарат, гасящий вращение; 2 — центральный каплеотбойный диск; 3 — разбрызгивающий коллектор; 4 — устройство для тангенциального выпуска газа; 5 — поворотный входной шнвер; 6 — рукоятка; 7 — бак с нейтрализующим раствором; 8 — насос.

гельность 95%, концентрация пыли в газах 4,6 г/м³, перепад давления 523 Па.

Фирма «Америкэн Эйр филтэр кампэни» разработала промышленный вариант батарейного циклонного мокрого золоуловителя «R-ротоклон» (рис. IX-8). Несколько прямооточных циклонов заключены в прямоугольную оболочку. В результате первичной очистки газов происходит отделение твердых частиц; мелкие частицы и остатки скрубберной жидкости удаляются в малых циклонах.

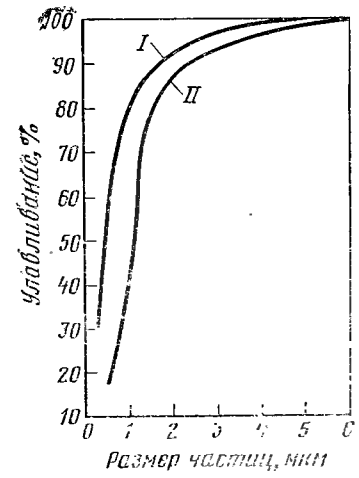
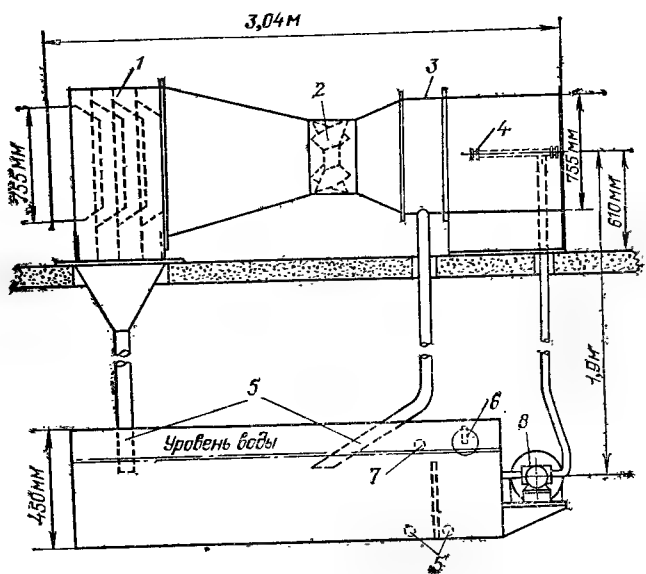
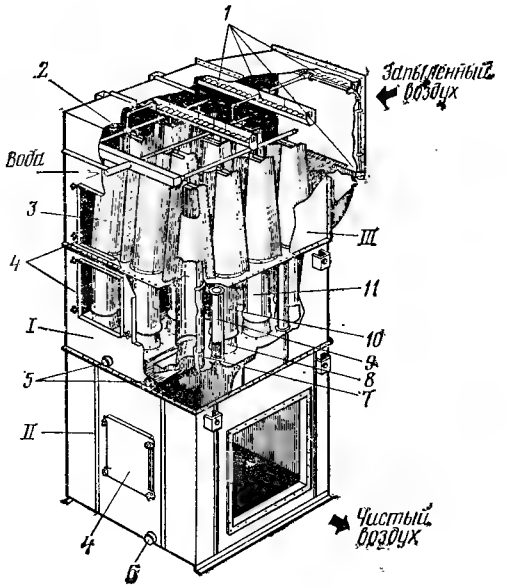


Рис. IX-7. V-образный пылеуловитель типа «Дэвидсон — Спрокко» (а) и характеристика его работы (б):
1 — сепарационные пластины; 2 — обтекатель; 3 — ударный экран; 4 — разбрызгивающие устройства; 5 — дренажные устройства; 6 — подпитывающий патрубок и шаровый кран; 7 — переливное устройство; 8 — насос; I — экран высокой эффективности; II — экран с низким сопротивлением.

Рис. IX-8. Скруббер типа «R-ротоклон» (фирма «Америкэн Эйр Филтерз») [18]:

I — секция отделения воды; II — секция приточного чистого воздуха; III — секция пылеулавливания; 1 — трубопроводы добавочной воды; 2 — трубопроводы основного потока воды; 3 — входной конус; 4 — дверцы смотровых люков; 5 — дренаж для шлама; 6 — аварийный дренаж; 7 — вывод шлама; 8 — сбросный конус; 9 — труба воздушника; 10 — трубопровод воздуха; 11 — цилиндр.



Капли жидкости в этих центробежных скрубберах по размерам значительно меньше капель в простых гравитационных оросительных скрубберах, поэтому нежелательно, чтобы в скрубберах происходило испарение жидкости, поскольку это приведет к снижению эффективности скрубберов. По принятой технологии для уменьшения испарения дымовые газы насыщаются влагой перед впуском в скруббер, особенно, если их температура выше температуры орошающей жидкости.

3. РАСПЫЛИТЕЛЬНЫЕ СОПЛА

Необходимым условием работы описанных выше скрубберов является одинаковый размер капель разбрызгиваемой жидкости, чтобы предотвратить их унос с газами и обеспечить наибольшую эффективность. Поскольку жидкая среда многократно циркулирует в системе в целях снижения потребления жидкости и уменьшения числа сепарационных баков, применяемые сопла должны распылять жидкости с довольно высокой концентрацией твердых веществ. Наиболее полное исследование работы сопел в таком режиме было проведено при изучении процесса сушки распылением [551], а также очистки колосниковых газов [344]. В настоящее время применяются следующие сопла: с отражательным устройством, с закручиванием струи, с вращающимся диском, работающие по принципу столкновения двух струй жидкости, пневматические и акустические сопла.

В соплах с отражающим устройством струя жидкости, подаваемая с высокой скоростью, направляется в неподвижную мишень. При столкновении с мишенью струя разрушается, и скорость жидкости снижается вследствие изменения направления струи. В зависимости от типа мишени возможно направленное разбрызгивание (рис. IX-9, а), либо разбрызгивание струи в виде полого

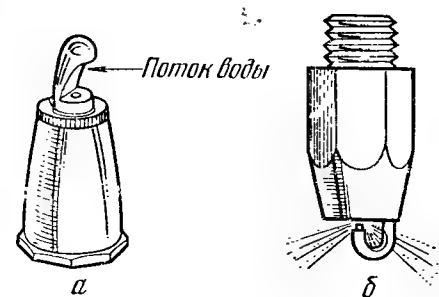


Рис. IX-9. Сопло ударного типа с неподвижным экраном для направленного разбрызгивания (а) и крюкообразным наконечником (б).

конуса (рис. IX-9, б). Сопла недороги, имеют жесткую и простую конструкцию и широко используются в тех случаях, когда необходимо получить струю из крупных капель жидкости, как например, в скрубберах для очистки колошниковых газов [344].

Распыляющее действие вихревого сопла обусловлено вращательным движением, которое сообщается жидкости перед ее выходом из сопла. Это движение возникает в вихревой камере внутри корпуса сопла, куда жидкость поступает через ряд тангенциально расположенных впускных отверстий (рис. IX-10, а). Впускные отверстия могут забиваться, поэтому вихревые сопла не рекомендуются применять при рециркуляции суспензии. Размер капель, получаемых под давлением 350 кПа, колеблется от 150 до 400 мкм в зависимости от диаметра отверстия [648] (рис. IX-10, б). При более высоком давлении (2,8 МПа) сопла этого типа оказались наиболее эффективными в центробежных скрубберах, так как в них образуются в основном капли размером около 100 мкм [400].

Распылители с вращающимся диском, с помощью которого осуществляется выброс капелек жидкости после того, как они разогнаны на нем до высокой скорости (рис. IX-11). Диск приводится в движение гидравлическим или механическим способом, а жидкость перемещается в радиальном направлении по трубкам или по плоской поверхности диска. Образующиеся капли жидкости имеют одинаковый размер, который можно регулировать путем изменения скорости вращения диска и расхода жидкости. В связи с этим распылители наиболее удобны в тех случаях, когда необходимо получить капли жидкости для фундаментальных исследований. Подробное описание конструкции распылителей приведено в отдельных изданиях [280]. В настоящее время центробежные распылители этого типа не применяются в промышленных скрубберах, но они могут найти применение при разработке новых видов скрубберов, где необходимо получение капель примерно одинакового размера.

При столкновении двух струй жидкости создается плоская волнистая струя воды, которая местами разрушается и распадается на группы капель под воздействием волн, образующихся в жидкости в точке соударения струй. Частота волн возрастает при увеличении скорости струи и уменьшении угла соударения, возрастая до 4 кГц и образуя множество мелких капель. Вязкость жидкости

ухудшает процесс образования брызг, их характеристики несколько изменяются вследствие наличия поверхностного натяжения [551]. Такие распылители, называемые соплами со столкновением струй жидкости, имеют преимущество, которое заключается в том, что капли малых размеров могут формироваться без применения сложных механических приспособлений, характерных до двух предшествующих типов распылителей или изнашивающихся поверхностей сопел с отражательными устройствами. Однако эти распылительные сопла пока не используются в промышленных скрубберах.

При пневматическом распылении, или распылении столкновением двух струй, жидкость разбрызгивается вследствие соударения

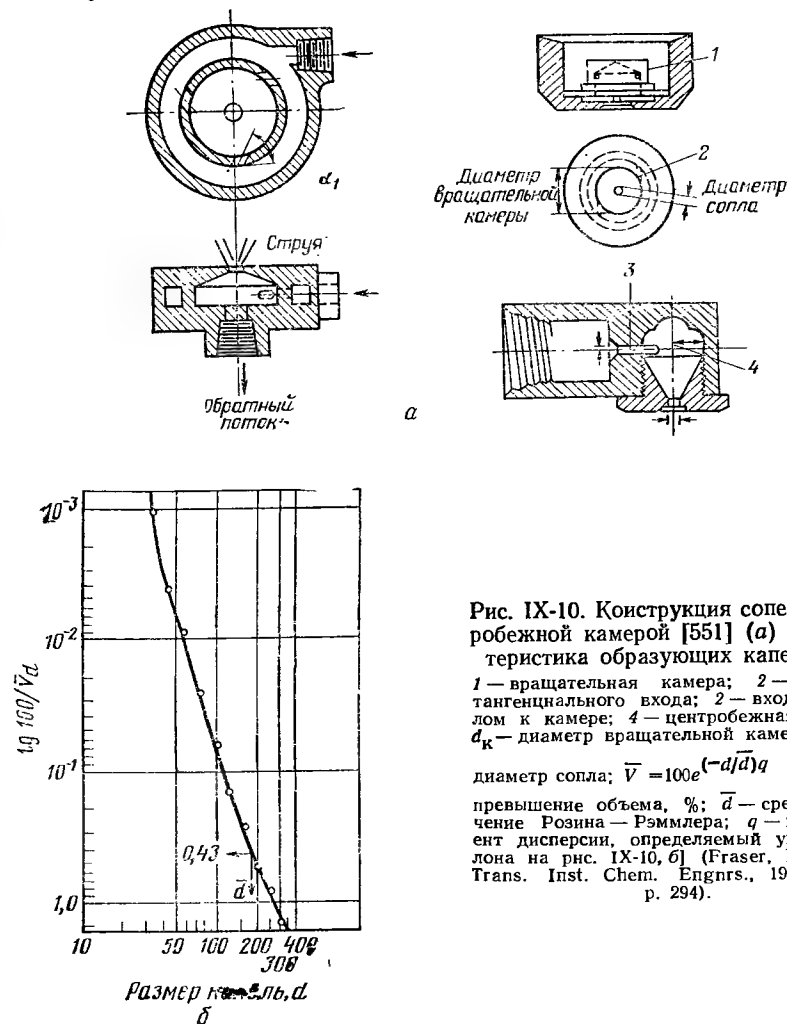


Рис. IX-10. Конструкция сопел с центробежной камерой [551] (а) и характеристика образующихся капель (б):

1 — вращательная камера; 2 — отверстие тангенциального входа; 3 — вход под углом к камере; 4 — центробежная камера; d_k — диаметр вращательной камеры; d_c — диаметр сопла; $\bar{V} = 100e^{(-d/d_c)q}$ [где $\bar{V}$ — превышение объема, %; $\bar{d}$ — среднее значение Розина — Рэмmlера; q — коэффициент дисперсии, определяемый углом наклона на рис. IX-10, б] (Fraser, Eisenklam, Trans. Inst. Chem. Engrs., 1956, v. 34, p. 294).

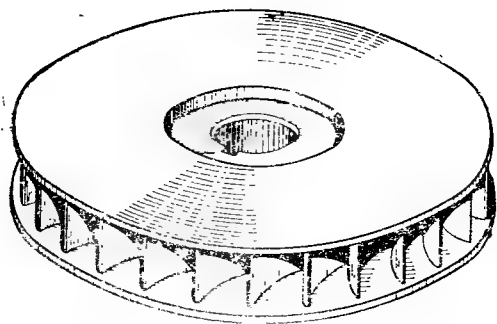


Рис. IX-11. Типовой диск центробежной распылительной форсунки [551].

струй газа и жидкости, в результате чего образуются очень мелкие капли, которые, как показал опыт, непригодны при использовании центробежных скрубберов [400]. Необходимость подачи воздуха или пара под

большим давлением в дополнение к подаче воды или какой-либо другой жидкости повышает расходы на установку и обслуживание устройств, поэтому эти сопла, как правило, не используются для скрубберов.

Формирование капель в пневматических разбрызгивающих устройствах было изучено довольно подробно, в основном на примере скрубберов Вентури, принцип действия которых основан на столкновении потока газов с жидкостным экраном. Средний размер капель D и площадь поверхности капель на единицу объема газов могут быть найдены из эмпирических уравнений Нукиямы и Танакавы [610]:

$$D = \frac{1,85 \cdot 10^7}{u} \sqrt{\left(\frac{\sigma}{\rho_{ж}}\right)} + 355 \left(\frac{\mu_{ж}}{\sqrt{\sigma \rho_{ж}}}\right)^{0,45} \left(\frac{1000 Q_{ж}}{Q}\right)^{1,5} \quad (IX.1)$$

где D — средний диаметр капли (диаметр поверхности), мкм; u — относительная скорость между воздушным и жидкостным потоком, м/с; $Q_{ж}/Q$ — соотношение расходов жидкости и газа в горловине трубки Вентури; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³; σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м; $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости, Па·с.

Для воздушно-водяной системы уравнение (IX.1) упрощается

$$D = \frac{16\,050}{u} + 9,75 \cdot 10^5 L_1^{1,5} \quad (IX.2)$$

где L_1 — соотношение воды (м³) и воздуха (м³).

Удельная поверхность капель, A (в м²/м³ газа) может быть определена по уравнению

$$A = 800 L_1 / D \quad (IX.3)$$

Экспериментальные исследования [376] прекрасно подтвердили предположения, сделанные на основе приведенных выше уравнений для пневматических сопел; одновременно с этим довольно точное соответствие было получено для распылителей Вентури [507].

Сопла с акустическим разбрызгиванием, разработанные, недавно, имеют ряд преимуществ над традиционными соплами пневматического типа и механическими соплами распыления жидкости под давлением. Конструкция акустического сопла показана на рис. IX-12.

Жидкость истекает из простой кольцевой камеры через отверстия с низким давлением (70 кПа); струйки жидкости разбиваются звуковыми волнами частотой 9,4 кГц, в результате чего формируются однородные по размеру капли. Звуковые волны возникают при столкновении струи сжатого воздуха или пара (100—400 кПа) с резонатором, расположенным в центре, между выпускными отверстиями. Пропускная способность рассматриваемого сопла составляет около 45 г/с [26].

4. СКРУББЕРЫ С РАЗБРЫЗГИВАНИЕМ ПОД ДЕЙСТВИЕМ СТРУИ ГАЗОВ

Существует много скрубберов, в которых капельки жидкости, соприкасающиеся с потоком дымовых газов, образуются под воздействием газовой струи, проходящей через жидкостную завесу или сталкивающиеся с поверхностью жидкости в резервуаре. В простейшей установке такого типа, часто используемой для очистки дымовых газов вагранки, вода стекает по диску кониче-

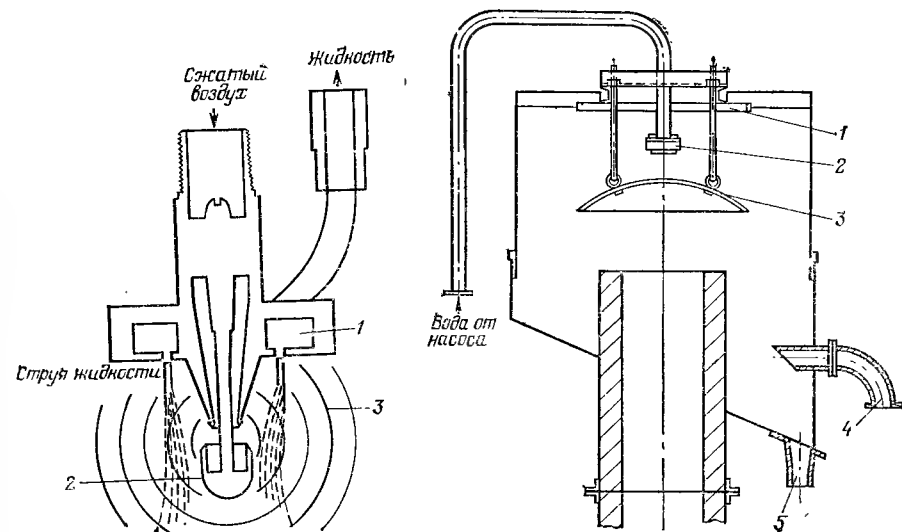


Рис. IX-12. Сопло с акустическим распылением [26]:

1 — жидкостная камера; 2 — резонатор; 3 — сферические звуковые волны, разбивающие струи жидкости.

Рис. IX-13. Скруббер, устанавливаемый в верхней части вагранки [657]:

1 — дефлекторная пластина; 2 — распылительная форсунка; 3 — отражающий конус; 4 — па- трубок перелива; 5 — возвратный штуцер в бак осаждения шлама.

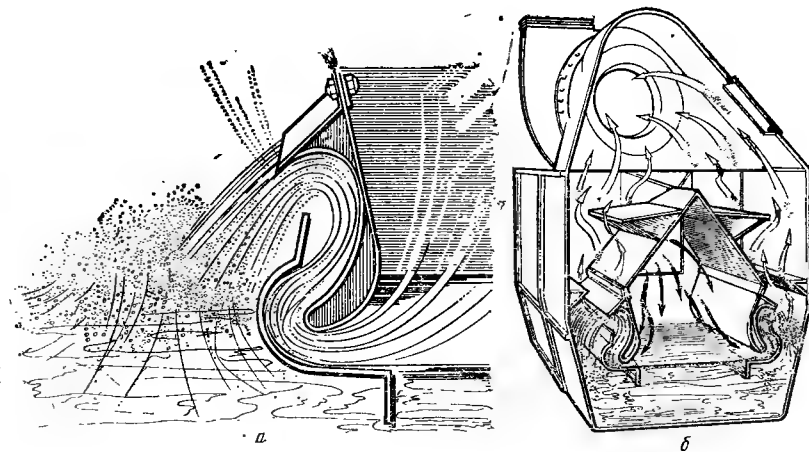


Рис. IX-14. Скруббер с разбрызгиванием, самостоятельно развивающий тягу («Ротоклон-Н») [18]:
а — схема работы; б — общий вид.

ской конфигурации, образуя кольцевой водяной экран, который рассеивается потоком топочных газов (рис. IX-13). Для данной системы характерен низкий перепад давления — менее 60 Па, ее установка требует малых затрат, вытяжные вентиляторы не требуются. По мнению специалистов, эффективность системы высока при улавливании пыли, состоящей из крупных частиц.

На рис. IX-14, а изображено более сложное устройство, в котором поток дымовых газов проходит сквозь слой воды в резервуаре, образуя жидкостную завесу, что обеспечивается специально разработанными проходными отверстиями. Общий вид установки приведен на рис. IX-14, б, аналогичный принцип показан на рис. IX-15.

В установке, изображенной на рис. IX-14, б, типа «Ротоклон-Н» скорость потока газов при столкновении с поверхностью воды со-

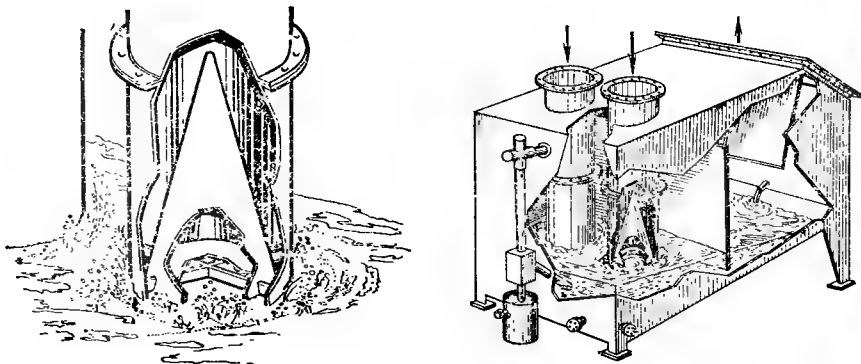
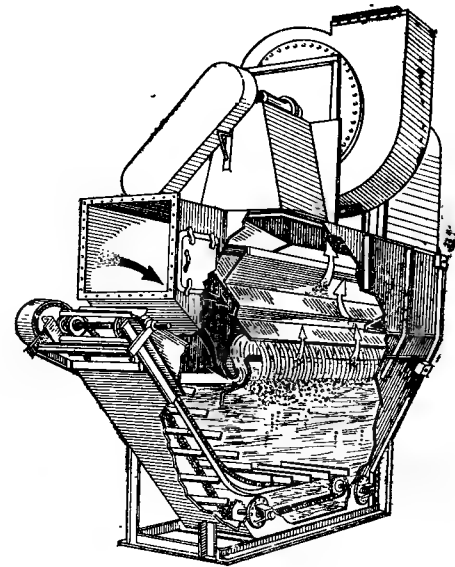


Рис. IX-15. Скруббер Дойля разбрызгивающего типа, самостоятельно развивающий тягу [228].

Рис. IX-16. Автоматическое устройство для удаления шлама, устанавливаемое на скруббере, самостоятельно развивающем тягу.



ставляет около 15 м/с, что обеспечивает формирование капель размером от 300 до 400 мкм, в то время как в установке на рис. IX-15 (скруббер Дойля) скорость газов при столкновении с водой колеблется от 35 до 55 м/с [228].

Эти установки находят широкое применение в металлургической промышленности для улавливания обычной и липкой пыли (металлическая полировочная пыль), а также взрывоопасных пылевидных веществ. Потребление энергии составляет от 1,0 до 1,3 кВт на 1000 м³/ч газов, добавочная вода необходима только для возмещения потерь в результате испарения и уноса.

Установки могут иметь резиновую или поливинилхлоридную обшивку при работе с агрессивными газами. Уловленные вещества осаждаются на дно установки и удаляются в приемный желоб, снабженный скребковым устройством для удаления шлама (рис. IX-16), либо собираются в централизованном блоке золоудаления. В очень маленьких установках или в тех случаях, когда концентрация пыли в газах невысока, применяются ручные методы удаления пыли. Типовые рабочие характеристики скрубберов данного типа приведены в табл. IX-2.

5. СКРУББЕРЫ С ОТРАЖАТЕЛЬНЫМИ ПЛАСТИНАМИ И НАБИВНЫМ ФИЛЬТРУЮЩИМ СЛОЕМ

Если поток неочищенных газов проходит через ряд жидкостных экранов или сквозь несколько слоев воды, эффективность улавливания возрастает (особенно для мелких частиц) по сравнению с обычными скрубберами с разбрызгиванием под действием струи газов, но при большом перепаде давления. Конструкция установок, основанная на этих принципах, напоминает схему модифицированных плоских сит или скруббера с набивным фильтрующим слоем.

Существующие плоские сита с отражательными пластинами, расположенными непосредственно над отверстиями в сетчатой тарелке, являются наиболее распространенной модификацией данной

ТАБЛИЦА IX-2

Рабочие характеристики пылеуловителей, самостоятельно разбрызгивающих скруббирующую жидкость

Источник пыли (пылевидный материал)	Концентрация, г/м ³		Эффектив- ность, %	Потребле- ние воды, г/(л·с)
	на входе	на выходе		
Скруббер Дойля [228]				
Котел, работающий на угле (угольная пыль)	23,2	0,34	98,4	3,0
Дробилка свинцового агломерата	1,9	0,007	99,6	0,6
Сушилка мокрой массы свинцового аг- ломерата	4,8	0,101	97,9	1,1
Группа циклонных сушилок минеральных фосфатов	17,6	0,47	97,4	1,5
угля	4,4	0,064	98,6	1,1

Скруббер «Ротоклон-Н» [89]

Электродуговая печь	0,6	0,15	75,5
Летучая зола	3,0	0,012	99,4
Пыль бурого угля	4,0	0,038	99,0
Агломератная пыль	6,9	0,045	99,3
Сажа	0,5	0,005	99,0
Асбестовые волокна	1,0	0,005	99,5
Гранитная пыль	10,0	0,045	99,5
Известняк	10,0	0,39	96,0
Керамическая пыль (полировка поверхности)	0,9	0,018	98,8
Песок и пыль от пескоструйной очистки	1,4	0,055	96,9
Металлическая пыль (полировка поверхности)	0,3	0,029	90

модели (рис. IX-17), где при улавливании частиц скорость газа в пять раз превышает скорость, принятую в технологии дистилляции. Кроме того, в тарелках предусматривается меньшее число отверстий, поэтому скорость прохождения через них составляет около 5—7 м/с.

Смесь газов и жидкости, находящаяся на тарелках, направляется в виде струи на специальные отражатели в противоположность пузырям, образующимся при прохождении газа через слой жидкости на тарелках в стандартной абсорбционной или дистилляционной колонне. В целях достижения максимальной эффективности улавливания частиц газы должны быть насыщены влагой перед впуском в отсек плоских сит колонны; для насыщения газов используются струи воды или пара.

Аналогичный принцип используется в агрегате, изображенном на рис. IX-18, где вместо плоских сит и отражательных пластин устанавливают цельнорешетчатую металлическую пластину. Установка сконструирована таким образом, чтобы обеспечить пропуск от 2000 до 42 000 м³/ч газа. Для очистки отработанного воздуха

после шлифовки и точки металла установки заполняют рабочим маслом в качестве пылеулавливающей жидкости с низкой интенсивностью испарения. Если в качестве жидкости используется вода, установка служит для улавливания туманов. Если же агрегат имеет поливинилхлоридную обшивку, его используют для улавливания туманов серной кислоты, концентрация которой снижалась от 58 до 7 мг/м³ (88%) [89].

Поскольку стандартный набивной фильтрующий слой обладает высоким сопротивлением потоку дымовых газов, его редко используют для улавливания частиц. Иногда он полезен при улавливании туманообразных веществ, так как при этом отсутствует проблема извлечения частиц из набивки фильтрующего слоя. Как правило, в качестве набивки используют кокс, кольца Рашига, седловидные насадки или щебень. Для улавливания твердых частиц существует модифицированная модель установки, где в промежутке между удерживающими решетками расположен слой сферических тел малой плотности (рис. IX-19), находящийся во взвешенном состоянии под напором восходящих газов.

Этот процесс в какой-то мере напоминает процесс, протекающий в колонне с плоскими ситами, так как в промежутке между сферами возникают небольшие струи, которые сталкиваются с расположенным выше сферическим телом. Псевдооживленное состояние фильтрующего слоя предотвращает закупорку и, таким образом, исключается основная проблема, возникающая при эксплуа-

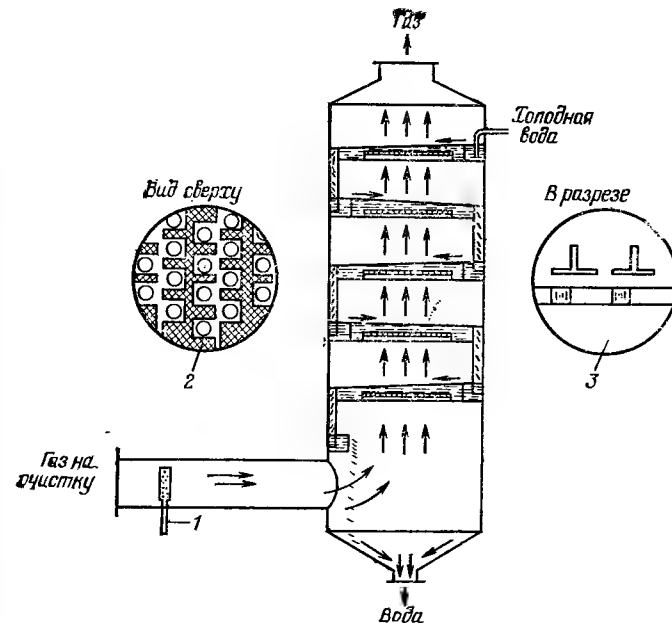


Рис. IX-17. Скруббер Пибоди с отражательными пластинами [673]:
1 — кольцо парового инжектора; 2 — отражательная ударная пластина, вид сверху; 3 — то же, в разрезе.

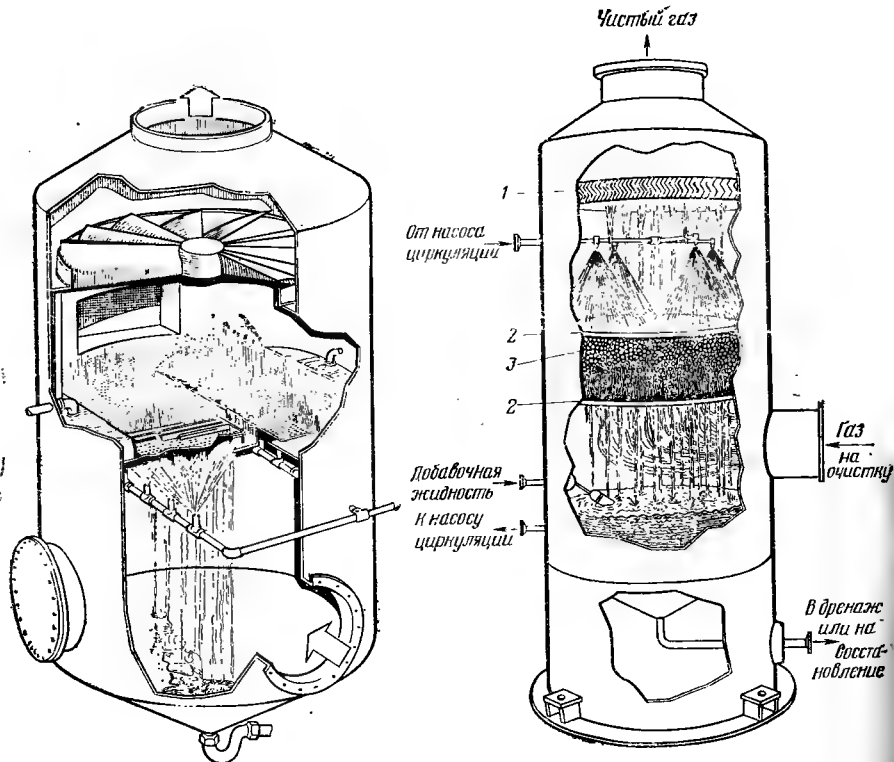


Рис. IX-18. Скруббер с отражательными пластинами (тип «Импинджет») [778].

Рис. IX-19. Скруббер с плавающим фильтрующим слоем [3]:

1 — туманоуловитель; 2 — удерживающие решетки; 3 — плавающий слой сферических тел низкой плотности.

тации скрубберов с плоскими ситами для улавливания твердых частиц и прилипающих материалов. Перепад давления в скруббере с плавающим фильтрующим слоем в среднем составляет 1,0 кПа, а эффективность улавливания примерно соответствует показателям других систем, описываемых в данном разделе.

6. ДИСПЕРГИРУЮЩИЕ СКРУББЕРЫ

Все скрубберы, рассмотренные в предыдущих разделах, используются для улавливания частиц размером от 1 мкм. Однако для удаления частиц размером менее микрона скруббер должен распылять жидкость до мельчайших брызг. Такие капли будучи достаточно малы, чтобы иметь низкие параметры инерционного соударения, в совокупности обладают весьма большой поверхностью для осуществления процесса диффузии.

Один из методов получения таких мелких капель жидкости заключается в сдвиговом разрушении жидкости между статором и

ротором, вращающимся с большой скоростью. При этом газ пропускают через аппарат. Примером такой системы является диспергирующий скруббер (рис. IX-20), в котором вода впрыскивается в аксиальном направлении и разбивается на мелкие капли пластинами ротора и статора, в то время как относительная скорость прохождения газов через систему составляет 60—90 м/с. Частицы (особенно размером более 10 мкм) вызывают эрозию направляющих лопаток скруббера, поэтому перед пропуском газов через диспергирующий скруббер их часто подвергают предварительной очистке до концентрации примесей менее 2,3 г/м³. Уровень потребления энергии высок: около 5,2—7 кВт/(м³·с) очищенного газа. Скруббер отличается высокой эффективностью, обеспечивая удаление 90% частиц размером 1 мкм и 70% частиц размером 0,5 мкм. Дополнительным преимуществом скруббера являются его очень малые размеры по сравнению с другими установками, имеющими аналогичную эффективность при очистке такого же количества дымовых газов. Поэтому скруббер зачастую используют в качестве резервной установки при электрофильтрах, служащих для очистки колосниковых газов.

7. СКРУББЕРЫ С ТРУБАМИ ВЕНТУРИ

В то время как в диспергирующем скруббере распыление жидкости осуществляется в результате механического воздействия ротора и статора, в скруббере с трубами Вентури диспергирование жидкости обусловлено движением газов. Поэтому электроэнергия, потребляемая установкой, почти полностью расходуется на перепад давления потока газов на скруббере; исключение составляет лишь количество энергии, потребляемое устройствами разбрызгивания жидкости.

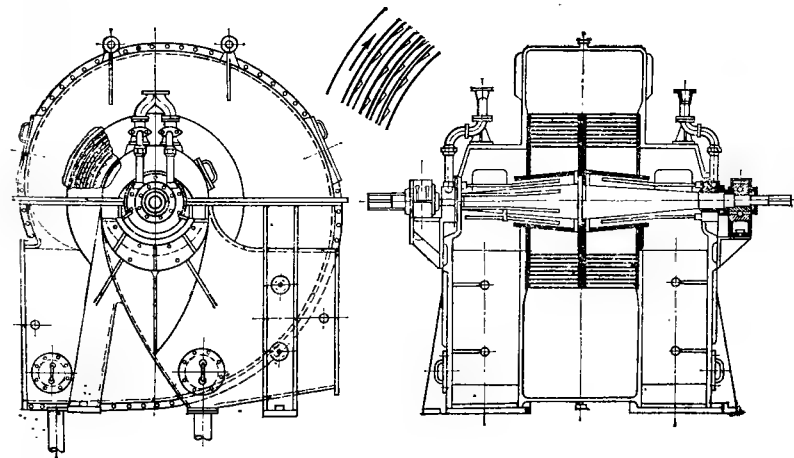


Рис. IX-20. Диспергирующий скруббер [344].

Другим фактором, влияющим на эффективность скруббера, является конденсационный эффект. Если газы в зоне пониженного давления в горловине трубы полностью насыщены (или, что желательно, пересыщены), на твердых частицах (выступающих в качестве ядер) происходит конденсация в отсеке диффузора с более высоким давлением. Частицы увеличиваются в размере, а увлажненная поверхность частицы облегчает процесс агломерации и последующего улавливания.

Скруббер с трубками Вентури был впервые запатентован в 1925 г. [345], однако современная модификация установки была внедрена в производство лишь спустя 20 лет, когда скруббер Вентури модели «Пиз-Энтони» был использован в качестве опытной установки для извлечения сульфата натрия из дымовых газов регенерационного агрегата фирмы «Крафт». С этого времени скрубберы Вентури нашли широкое применение для абсорбционной очистки газов и удаления частиц из дымовых газов в металлургической и химической промышленности.

Теоретические основы процесса в скрубберах Вентури

Механизм улавливания твердых частиц в скруббере с трубками Вентури был детально исследован Джонстоуном и др. [403—405], в недавнее время Бартом [50], а также Страусом и Ланкастером [850]. Джонстоун и Робертс [405] выяснили, что удельная поверхность капель жидкости в скруббере, рассчитанная по уравнению (IX.3), соотносится с эффективностью улавливания частиц, а также с интенсивностью поглощения SO_2 или увлажнения воздуха (рис. IX-21). Число единиц переноса N_t [где $N_t = -\ln(1-\eta)$, см.

уравнение (IX.9)] для режима увлажнения может быть найдено из графика на рис. IX-21. Эта кривая имеет больший уклон, чем кривая поглощения SO_2 , превышая его в 2,2 раза, что соответствует соотношению коэффициентов диффузии водяных паров и диоксида серы в воздухе.

Далее установлено, что в скруббере Вентури стандартной конструкции частицы взаимодействуют по механизму инерционного столкновения [404]; приведенное ниже уравнение позволяет соотнести

Рис. IX-21. Зависимость эффективности скруббера Вентури от рассчитанной удельной поверхности капель S [405]:

1 — улавливание пыли; 2 — поглощение SO_2 ; 3 — увлажнение.

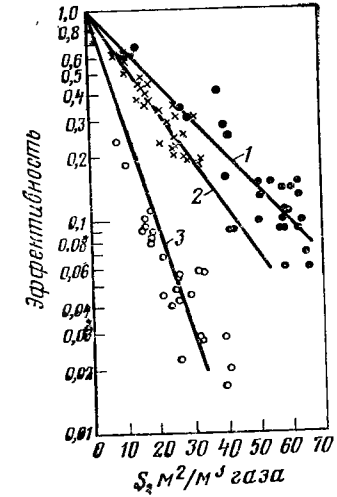
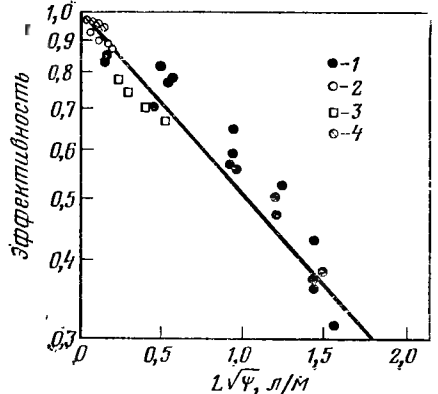


Рис. IX-22. Зависимость параметров скруббера с трубками Вентури, установленной на основании характеристики инерционного столкновения [404]:

1 — частицы дибутилфталата размером 10 мкм (Экман); 2 — то же, размером 0,58 мкм; 3 — частицы сульфата аммония размером 1,22 мкм; 4 — частицы хлорида аммония размером 0,27 мкм (L — расход жидкости, л/м³, φ — параметр инерционного столкновения).



результаты, полученных экспериментально. Эффективность улавливания частиц выражается в виде следующего уравнения

$$\eta = 1 - \exp(-Kn \sqrt{\varphi}) \quad (IX.4)$$

где K — постоянная, являющаяся функцией длины пути и удельной площади поверхности капель; n — содержание капель; φ — показатель инерционного столкновения.

График корреляции экспериментальных результатов с расчетом по уравнению (IX.4) дан на рис. IX-22.

Дальнейшие эксперименты показали, что для эффективного улавливания частиц размером менее микрона необходимо создать высокую скорость газа при прохождении через горловину трубки Вентури (от 100 до 130 м/с), однако для достижения указанной эффективности улавливания более крупных частиц достаточны и меньшие скорости прохождения газов при условии, что расход жидкости большой.

Основные механизмы, действующие в скрубберах с трубками Вентури, были исследованы как экспериментально, так и теоретически Ланкастером и Страуссом [830].

В скрубберах наблюдаются два основных процесса взаимодействия между частицами и жидкостью. Первым из них является кондиционирование частиц, при котором увеличивается эффективный размер частиц и облегчается их улавливание. Второй процесс заключается в осаждении частиц на поверхность промывной жидкости. Кондиционирование частиц может осуществляться либо путем агломерации частиц, либо путем конденсации паров на поверхности частиц, либо путем сочетания этих двух методов. Указанные методы, в свою очередь, являются комбинацией других основных процессов. Так, например, кондиционирование частиц начинается с процесса образования активных центров, за которым следует рост капель и агломерация, в то время как улавливание частиц пред-

ставляет собой комбинацию инерционного столкновения и коагуляции, термофореза, сплошной диффузии (также именуемой диффузиофорезом и потоком Стефана) и поверхностных потерь капель жидкости. Относительная важность всех этих явлений до конца пока не выяснена.

Кондиционирование частиц. Конденсирующиеся пары должны равномерно распределяться между частицами, выступающими в роли ядер, с тем, чтобы пары были использованы с наибольшей эффективностью. Это может быть достигнуто тщательным перемешиванием среды до начала конденсации по возможности путем адиабатического расширения паров и газов. Другим способом является впрыск струи паров в аэрозольную среду при давлении окружающей среды в расчете на гашение паров аэрозолем для усиления конденсации.

В обоих указанных процессах образуются гомогенные активные центры, в которых из паров создаются сгустки, состоящие из 70—80 молекул, и гетерогенные активные центры, когда частицы пыли, выступая в роли ядер, абсорбируют на своей поверхности тонкую пленку жидкости. При этом частица, покрытая жидкостью, ведет себя как капля эквивалентного размера.

Теория образования гомогенных активных центров в струе пара была изучена Амелиным и Беляковым [17], Хигучи и О'Конски [368] и Левиным и Фридлендером [506]. Последние разработали теорию перемешивания в струе пара для систем, в которых число Льюиса (Le) (соотношение чисел Шмидта и Прандтля $Le = Sc/Pr$) относится к пару; это число аппроксимирует паровоздушную систему. На основании выводов Левина и Фридлендера [506] могут быть определены условия пересыщения, в которых образуются гомогенные активные центры. Проведя эксперименты с использованием турбулентной струи паров глицерина, эти исследователи пришли к заключению, что для наблюдения данного эффекта необходимо обеспечить очень высокое пересыщение среды при скоростном процессе перемешивания. Присутствие ионов газа повышает концентрацию капель в струе паров на несколько порядков.

Для процесса образования гетерогенных активных центров простейшее теоретическое уравнение может быть представлено соотношением Томпсона—Гиббса, однако оно не удовлетворяет условиям, поскольку было доказано, что пересыщенные пары не будут конденсироваться на плоской поверхности, на которой адсорбирован толстый слой жидкости. С другой стороны, положения теории Вольмера [891], экспериментально проверенные Тумеем [873], доказывают, что насыщение по высоте аппарата возрастает при увеличении угла контакта между жидкостью и твердыми частицами. Качественные результаты свидетельствуют о том, что конденсация на увлажненной поверхности твердой частицы начинается при точке росы, а на неувлажненной твердой поверхности — при переохлаждении на 0,015—0,020 °C, что эквивалентно пересыщению около 101%.

Темпы роста капель при отсутствии потока Стефана и термофореза могут быть выведены из закона Фика [уравнение (III.1)]:

$$\frac{dm}{d\theta} = I_0 \left(1 + \frac{r}{\sqrt{\pi D \theta}} \right) \quad (IX.5)$$

где $dm/d\theta$ — скорость роста массы; I_0 — темпы роста квазистационарной пары; D — коэффициент диффузии пара; θ — время; r — радиус капли.

Агломерация частиц может быть рассчитана на основе теории Смолучовского для броуновской коагуляции (см. с. 514 кл.). Влияние турбулентной агломерации в скрубберах незначительно.

Улавливание частиц. Степень влияния термофореза или теплового осаждения может быть рассчитана по уравнениям, приведенным на с. 535 сл., в то время как влияние инерционного взаимодействия может быть выведено из уравнений (IX.2—IX.4).

У поверхности, на которой конденсируются пары, наблюдается гидродинамический поток газообразной среды, направленный в сторону поверхности. Его называют потоком Стефана, диффузиофорезом, или сплошной диффузией. Вольдманн и Шмитт, а недавно и Спаркс и Пилат [786] представили подробный обзор теории диффузиофореза [897]. Скорость потока u_s выражается формулой

$$u_s = \frac{D}{c} \cdot \frac{dc}{dr} \quad (IX.6)$$

где c — концентрация паров; r — расстояние от центра капли.

Для капли радиусом r

$$u = \frac{D(c_s - c_\infty) r M_r}{c_\infty \rho^2 M_n} \quad (IX.7)$$

где c_s — концентрация паров у поверхности капли; c_∞ — концентрация в парах (т. е. при $r = \infty$); M_r , M_n — масса молекул газов и паров соответственно.

Если газы, в которых диффундируют пары, содержат мелкие частицы, они будут перемещаться вместе с потоком и примерно с такой же скоростью u_p . Это явление было рассмотрено Вольдманном [896] для маленьких сферических частиц ($r < \lambda$) на основании теории Чепмэна — Энскога

$$u_p = \frac{(M_n)^{1/2}}{\{y_n \sqrt{M_n} + y_r \sqrt{M_r}\}} \cdot \frac{D}{y_r} \cdot \frac{dy_n}{dx} \quad (IX.8)$$

где y_n , y_r — концентрация паров и газов соответственно.

Голдсмит, Деллафилд и Кокс [308] экспериментально доказали, что скорости частиц размером менее микрона в парах, рассеянных в воздухе, соответствуют скорости, рассчитанной по данному уравнению.

В ходе экспериментов с высокой точностью контроля условий процесса, когда посредством регулирования температуры и концентрации газов, пара и жидкости были установлены механизмы

процесса, Ланкастер и Страусс [478] смогли доказать, что основными из них являются рост частиц и последующее улавливание путем столкновения. В отчете, выпущенном ранее Фаноу, Линдрусом и Абельсоном [247], сообщалось также о более совершенном процессе роста частиц в результате впрыскивания пара.

В работе Ланкастера и Страусса было доказано, что основные процессы конденсации и увеличения размера происходят в зоне перемешивания струи. Был также сделан вывод о том, что применение принудительной конденсации позволяет значительно усовершенствовать работу скруббера. Однако, вследствие относительно неэффективной утилизации пара, данная технология неэкономична за исключением тех случаев, когда есть возможность использовать дешевый отработанный пар низкого давления. Усовершенствование технологии впрыска и перемешивания пара позволит преодолеть указанные экономические недостатки.

Другой принципиальный подход к оценке эффективности улавливания частиц основан на учете относительной скорости капли и газов непосредственно после освобождения капли в горловине трубы Вентури и ее разгона. Однако этот подход тоже не давал возможности вывести соотношение, которое можно применить к оценке эффективности скрубберов Вентури. В общих чертах очевидным является тот факт, что эффективное скруббирование непосредственно влияет на количество энергии, потребляемой в процессе очистки. Перепад кинетической энергии ΔE_k при взаимодействии жидкости с газами может быть вычислен по формуле

$$\Delta E_k = \frac{1}{2} \cdot \frac{m_g m_{ж}}{m_g + m_{ж}} (U_g - U_{ж}) \tag{IX.9}$$

где m_g , $m_{ж}$ — массы газов и жидкости соответственно, расходуемые в единицу времени; U_g и $U_{ж}$ — скорости газов и жидкостей перед столкновением по оси трубы Вентури.

Приведенное отношение показывает, что если жидкость впрыскивается перпендикулярно оси горловины трубы Вентури, то имеет место большая потеря энергии, так как $U_{ж}=0$. Если же впрыск жидкости осуществляется из центрального сопла, направленного вниз, и жидкости сообщается высокая скорость $U_{ж}$, объем потребляемой энергии значительно снижается. На практике основным различием между скрубберами с трубами Вентури является способ введения жидкости и ее последующего удаления.

Некоторые исследователи высказали предположение, что гидрофильность улавливаемой пыли играет важную роль в улавливающей способности скрубберов (особенно скрубберов Вентури). Однако было установлено, что добавление больших количеств смачивающего агента в процессе улавливания газовой сажи не дает желаемого эффекта. Исследование влияния смачивания в стандартных условиях для различных пылевидных материалов, которые, как правило, улавливаются в скрубберах, было проведено Вебером [912]. Он измерял скорость капиллярного подъема воды,

содержащей пыль, в трубке площадью сечения 0,5 см² и высотой 5 мм. Полученные результаты приведены ниже:

	Плотность, кг/м ³	Капиллярный подъем, мм/с · 10 ²
Сажа из котла	2570	4,46 · 10 ⁻³
Вагранка на горячем дутье		
основная	2440	9,48 · 10 ⁻²
кислотная	2680	2,26 · 10 ⁻¹
Вагранка на холодном дутье	2710	5,98
Доменная печь	4680	46,8
Котел	2300	96,3
Мелкий кварцевый песок	2510	192,6

Эти данные свидетельствуют о больших расхождениях в величинах капиллярного подъема, но соответствуют различиям в эффективности улавливания. Такое косвенное свидетельство подтверждает приведенную ранее мысль, что смачиваемость пыли или добавление смачивающего агента лишь незначительно влияет на технологию улавливания частиц. Поскольку смачивающие агенты могут отрицательно влиять на размер образующихся капель, их добавление может играть второстепенную роль [826].

Практическое применение скрубберов с трубами Вентури

В конструкции, разработанной Энтони и др. [411] и получившей название скруббера Пиза — Энтони, жидкость впрыскивают под прямым углом в горловину трубы Вентури и удаляют в циклонной сепарационной камере (рис. IX-23, а) или в циклонной осадительной камере с вводом турбинного типа (рис. IX-23, б).

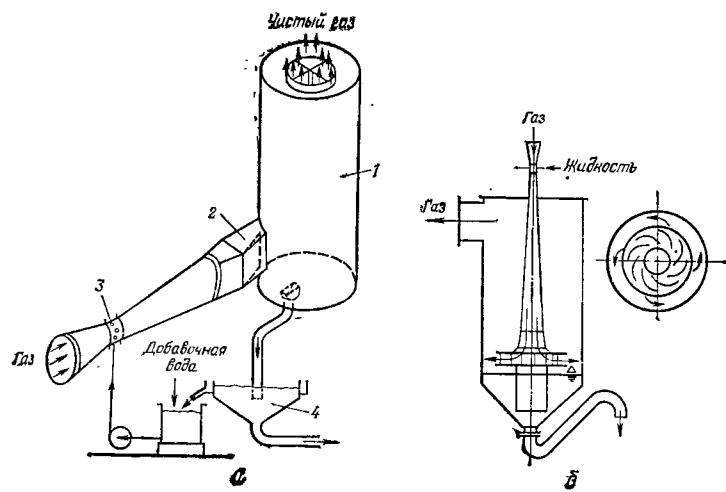


Рис. IX-23. Скруббер типа Пиза-Энтони с тангенциальным впуском воды в сепарационную камеру [410] (а) и с вводом турбинного типа [326] (б): 1 — сепаратор; 2 — гаситель вращения; 3 — отверстия для ввода воды (5,15 фунт/кв. дюйм); 4 — бак-отстойник.

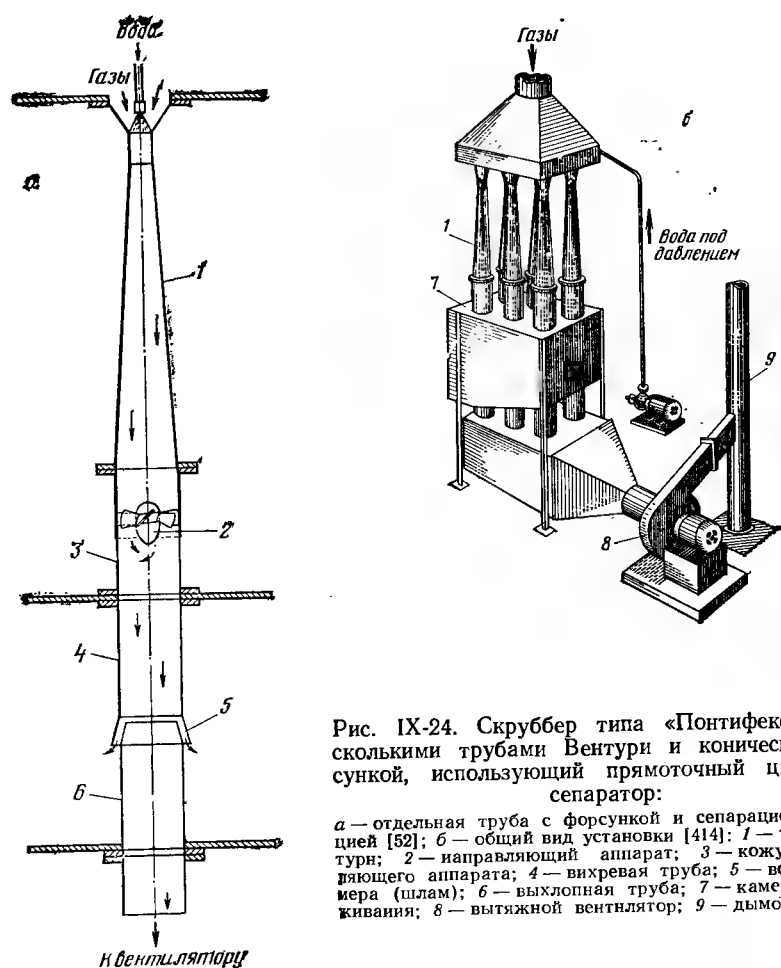


Рис. IX-24. Скруббер типа «Понтифекс» с несколькими трубами Вентури и конической форсункой, использующий прямоточный циклонный сепаратор:

а — отдельная труба с форсункой и сепарационной секцией [52]; б — общий вид установки [414]; 1 — труба Вентури; 2 — направляющий аппарат; 3 — кожух направляющего аппарата; 4 — вихревая труба; 5 — водяная камера (шлам); 6 — выпускная труба; 7 — камера обезвреживания; 8 — вытяжной вентилятор; 9 — дымовая труба.

Во второй конструкции жидкость вводят через коническое сопло непосредственно под горловиной с последующим удалением с помощью прямоточного циклонного сепаратора «Понтифекс» [52] (рис. IX-24) или достаточно глубокого осадительного бака конструкции Вагнера — Биро [620] (рис. IX-25).

В конструкции третьего типа струя направляется через горловину трубы Вентури и при использовании паровых и воздушных механических форсунок скруббер может развивать собственную тягу вместо того, чтобы газы нагнетались через горловину Вентури. Данная конструкция (рис. IX-26), разработанная Шютте и Кортингом [910], весьма эффективна при улавливании запахов и органических паров, однако обладает низкой эффективностью при улавливании твердых частиц.

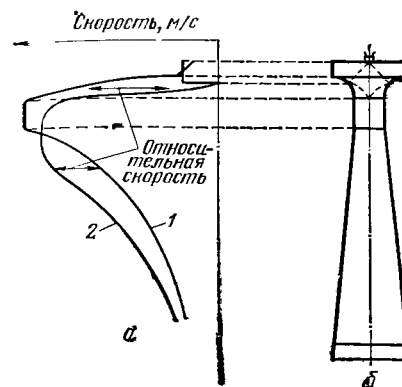
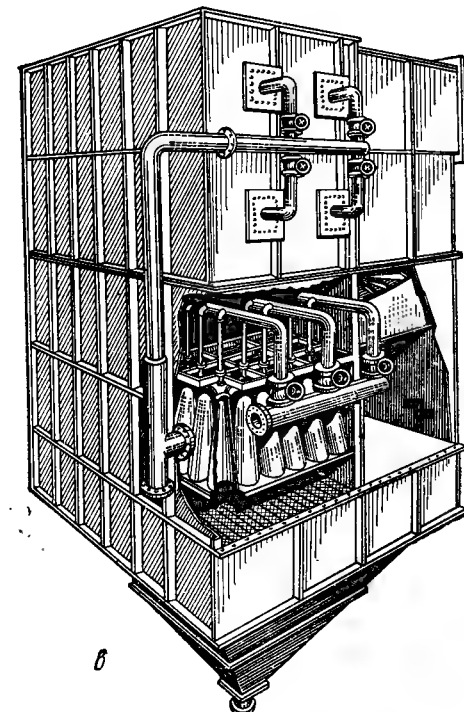


Рис. IX-25. Скруббер Вагнера — Биро с конической форсункой и несколькими трубами Вентури [620]:

а — относительные скорости газов, пыли и воды; б — коническая форсунка с двумя конусами (схема); в — общий вид; 1 — газы и пылевидные вещества; 2 — вода.



В конструкции четвертого типа, разработанной фирмой «Свенска флуктабрикен» и именуемой С. Ф.-скрубберами Вентури (рис. IX-27), вода получает ускорение, проходя через конвертирующую секцию, где она образует на стенках водяную пленку. Вслед за этим вода переносится через горловину трубы Вентури самим потоком газов. Окончательное направление движения сообщается воде с помощью выступа на краю горловины. Подвод жидкости не требует расхода мощности, однако перепад давления в потоке пара очень велик и равен примерно перепаду давления в скруббере Пиза — Энтони. До настоящего времени С. Ф.-скрубберы с трубами Вентури широко применяются для очистки газов, выделяемых печами для выплавки карбида кальция, цементными обжиговыми печами и в процессе выплавки стали.

Когда струя конической формы впрыскивается перед горловиной Вентури, она, как сказано ранее, разрушается потоком пара. Это является первой стадией скруббирования газов крупными каплями жидкости, имеющими высокую скорость по отношению к потоку газов. Когда крупные капли входят в горловину трубы Вентури, высокая скорость среды в горловине разрушает их; мелкие капли, перемещающиеся вместе с потоком газов, обеспечивают улавливание частиц путем конденсации, агломерации и столкновения. По такой схеме расход жидкости выше, чем в скруббере Пи-

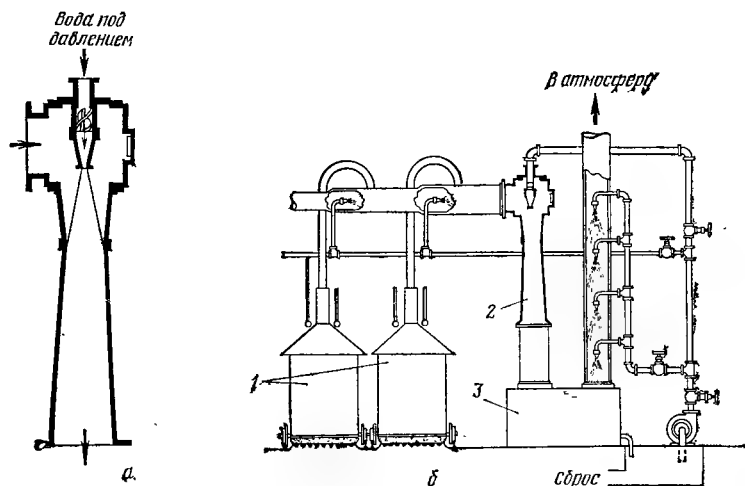


Рис. IX-26. Скруббер Шютте—Кортинга, самостоятельно развивающий тягу [910]:

а — схема скруббера; б — общая компоновка установки для улавливания газов, выделяемых котлами для варки лака: 1 — котлы; 2 — скруббер для улавливания газов; 3 — сепарационная камера.

за — Энтони, однако это увеличение компенсируется небольшим перепадом давления в установке.

В последние годы для промышленного применения было разработано еще несколько установок скрубберного типа с трубами Вентури. Одной из таких установок является скруббер с погружным диском, разработанный фирмой «Рисерч Коттрелл» (рис. IX-28). Круглый диск, установленный коаксиально в коническом вертикальном пылеприемном отсеке, заливается жидкостью, которая сталкивается с распределительным конусом. В это время газы, пересекая диск и проходя по окружности секции, разбивают жидкость сдвигающим усилием на капли размером 50—150 мкм. Диск может приводиться в движение вручную или автоматически с тем, чтобы в условиях изменяющейся объемной скорости прохождения газов поддерживать на постоянном уровне скорость среды в кольцевом пространстве. Диаметр промышленной установки колеблется от 0,3 до 2 м, высота H от 2 до 6,5 м.

Уолкер и Холл [899] сообщают об удовлетворительной работе скруббера с погружным диском, используемого для очистки газов печей для обжига известняка, мартеновских печей, кислородных конверторов и доменных печей. Объем очищаемых газов изменялся от 34 000 до 340 000 м³/ч при перепаде давления 10 кПа, концентрация взвесей в газах на выходе менее 0,2 г/м³, что соответствует эффективности очистки более 97%.

Другой новой системой является установка «Кинпэктор» (фирма «Америкэн Эйр Филтерс»), включающая трубу Вентури со сравнительно узкой горловиной, в которую с обеих сторон вводят-

ся струи воды непосредственно перед горловиной; струи воды ограждены отражательными пластинами. Для форсунок предусмотрены ручные или автоматические развертки, чтобы предотвратить засорение сопла твердыми частицами, содержащимися в рециркуляционной воде.

Еще один тип промышленного скруббера с трубами Вентури, описанный Сторчем [821] и называемый скруббером с зеркальной схемой потока среды, используется в Чехословакии для улавливания ферромарганцевых паров и газов мартеновских печей с кислородным дутьем. В последнем случае была достигнута общая эффективность 97% при перепаде давления 7 кПа, причем доля уловленных частиц размером менее 0,15 мкм составила 15%, а доля частиц размером менее 0,5 мкм составила 65%; температура входящих газов составила 500°C. Схема установки представлена на рис. IX-29. Из нее видно, что установка состоит из единого блока с трубой Вентури и циклонным отделителем капель.

Подробная информация о промышленных установках может быть получена из литературы; в табл. IX-3 перечислены литературные источники, в которых дано описание конкретных случаев применения отдельных скрубберов. В табл. IX-4 приведена эффективность скрубберов Вентури, применяемых в промышленных установках. Скруббер с трубами Вентури, развивающий собственную тягу, нашел применение и используется до настоящего времени в

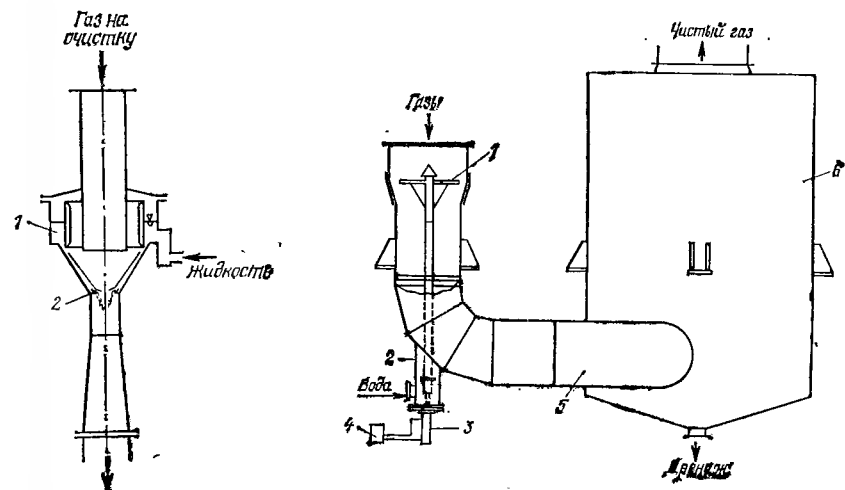


Рис. IX-27. С. Ф.-скруббер Вентури с саморазбрызгиванием:

1 — уровень воды; 2 — выступ, направленный в сторону горловины трубы Вентури.

Рис. IX-28. Скруббер с погружным диском и каплеотбойником (фирма «Рисерч Коттрелл»):

1 — погружной диск; 2 — уплотнение; 3 — дисковое устройство; 4 — блок кнопочного управления; 5 — тангенциальный вход; 6 — циклонный туманоуловитель.

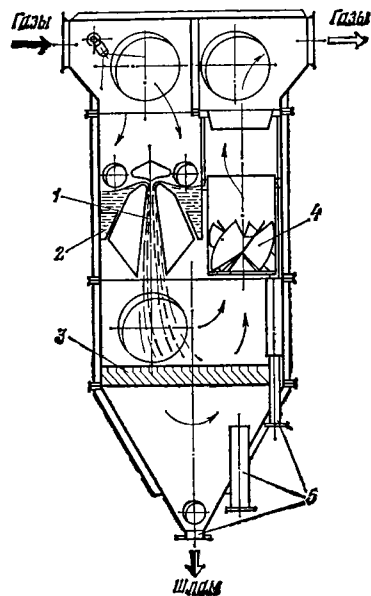


Рис. IX-29. Скруббер с зеркальным направлением прохождения среды (Сторч [821]): 1 — труба Вентури; 2 — жидкость; 3 — жалюзи; 4 — каплеотбойный циклон; 5 — выводы шлама.

лакокрасочной промышленности для очистки газов, выделяемых в процессе работы котлов для варки лака [910].

При исследовании перекрытия горловины мощного скруббера Вентури жидкостной завесой возникает ряд проблем. В начале разработки было принято несколько точек разбрызгивания, распределенных внутри горловины, однако высокие скорости струй жидкости быстро вызвали эрозию форсунок и труб. В современной технологии принято использовать узкую прямоугольную горловину с впрыском жидкости с обеих сторон.

Если в процессе работы установки объем очищаемых газов меняется, то горловина трубы Вентури может быть сконструирована таким образом, чтобы ее сечение можно изменять путем переме-

ТАБЛИЦА IX-3

Применение скрубберов с трубами Вентури в промышленности

Применение	Скруббер	Источник	Год
Газы дуговых электродов	Пиз — Энтони	Хоэнбергер [374]	1961
Газы кислородной продувки чугуна в ковше	Пиз — Энтони	Глендхилл, Карнал и Сарджент [305]	1957
	Ирсид	Септиер [755]	1958
Газы кислородного конвертера, работающего на процессе ЛД	Пиз — Энтони	Баум [64]	1959
	Пиз — Энтони	Харр, Вагнер и Виллмер [339]	1959
	Пиз — Энтони	Кригеман [465]	1960
Газы мартеновских печей	Ваагнер — Биро	Пэллингер [620]	1962
	Пиз — Энтони	Джоуиз [410]	1949
Улавливание сажи	Понтифекс	Бейнбридж [52]	1961
Отходящие газы сульфатных печей	Пиз — Энтони	Коллинз, Сибори и Энтони [166]	1948
Туман серной кислоты	Пиз — Энтони	Джоуиз и Энтони [414]	1952
Туман фосфорной кислоты	Пиз — Энтони	Бринк и Констант [124]	1958

ТАБЛИЦА IX-4

Рабочие характеристики скруббера Пиза — Энтони с трубами Вентури

Источник газа	Пыль или туман	Размер частиц, мкм	Содержание пыли, г/м³		Эффек- тив- ность сред- няя, %
			на входе	на выходе	
Металлургическая промышленность					
Вагранка для вы- плавки серого чугуна	Железная, коксо- вая, кварцевая	0,1—10	2,3—4,6	0,115—0,346	95
Кислородный кон- вертор	Оксид железа	0,5—2	18,4—23	0,115—0,184	98,5
Сталеплавильная мартеновская печь					
на металлоло- ме	Оксид железа и цинка	0,08—1,0	1,15—3,46	0,69—0,138	95
с кислородным дутьем	Оксид железа	0,02— 0,50	2,3—13,8	0,02—0,16	99
Доменная печь (чугун)	Железорудная и коксовая пыль	0,5—20	6,9—55	0,018—0,115	99
Электропечь	Ферромарганцевые пары	0,1—1	23—28	0,092—0,184	99
Электропечь	Феррокремниевая пыль	0,1—1	2,3—11,5	0,23—0,69	92
Вращающаяся печь (восстанов- ление железа)	Железо, углерод	0,5—50	6,9—28	0,23—0,69	99
Размол и просеи- вание	Таконитовая руда	0,5—100	11,5—58	0,0115— 0,023	99,9

Химическая промышленность

Кислота — влажный серный ангидрид					
абсорбция водой	Туман H ₂ SO ₄	—	0,30	0,0016	99,4
абсорбция 40%-ной кислотой	То же	—	0,405	0,00275	99,3
Концентратор кислот	»	—	0,133	0,0032	97,5
Печь для обжига мелантерита	»	—	0,200	0,0021	99
Установки по получению хлорсульфоновой кислоты	»	—	0,745	0,0078	98,9
фосфорной кислоты	Туман H ₃ PO ₄	—	0,193	0,0038	98
сухого льда	Туман аминов	—	0,025	0,0021	90
перегонки древесинны	Смола, уксусная кислота	—	1,07	0,0575	95
хлорида титана	Диоксид титана и HCl	0,5—1	2,3—11,5	0,115—0,23	95

Продолжение

Источник газа	Пыль или туман	Размер частиц, мкм	Содержание пыли, г/м³		Эффективность, средняя, %
			на входе	на выходе	
Сушилка распылением	Моющие вещества, пары, душистые вещества	—	—	—	—
быстрой сушки	Фурфуроливая пыль	0,1—1	4,6—13,8	0,115—0,345	95

Цветная металлургия

Доменная печь (свинец)	Соединения свинца	0,1—1	4,6—13,8	0,115—0,345	99
Отражательная печь (свинец)	То же, и олова	0,1—0,8	2,3—4,6	0,276	91
Печь «Аякс» для сплавов марганца	Хлорид алюминия	0,1—0,9	6,9—11,5	0,046—0,115	95
Агломерирование цинка	Пыль оксидов цинка и свинца	0,1—1	2,3—11,5	0,115—0,23	98
Отражательная печь для получения латуни	Пары оксида цинка	0,05—0,5	2,3—18,4	0,23—1,15	95

Производство минеральных продуктов

Печь для обжига извести	Известковая пыль	1—50	11,5—23	0,115—0,345	99
Печь для обжига извести	Пары соды	0,3—1	0,46—11,5	0,023—0,115	99
Сушилка природного асфальта	Известковая и каменноугольная пыль	1—50	11,5—34,5	0,115—0,345	98
Цементная печь	Цементная пыль	0,5—55	2,3—4,6	0,115—0,23	97

Нефтяная промышленность

Установка каталитического риформинга	Пыль катализатора	0,5—50	0,207	0,0115	95
Концентратор кислот	Туман H ₂ SO ₄	—	0,136	0,0032	97
Регенератор катализатора (процесс ТСС)	Пары масел	—	0,760	0,0080	98

Производство удобрений

Сушилка	Пыль хлорида аммония	0,05—1	0,23—1,15	0,115	85
Суперфосфатная камера и смеситель	Соединения фтора	—	0,308	0,0055	98

Продолжение

Источник газа	Пыль или туман	Размер частиц, мкм	Содержание пыли, г/м³		Эффективность, средняя, %
			на входе	на выходе	

Целлюлозно-бумажная промышленность

Печь для обжига извести	Известковая печь	0,1—50	11,5—23	0,115—0,345	99
Печь для обжига извести	Пары соды	0,1—2	4,6—11,5	0,023—0,115	99
Котел для регенерации шелока	Сульфаты	—	9,3—13,8	0,92—1,38	90

Прочие сферы применения

Баки травления	Пары HCl	—	0,0253	0,0023	90
Дымовые котельные газы	Летучая зола	0,1—3	2,3—4,6	0,115—0,184	98
Печь для сжигания натрия	Пары оксида натрия	0,1—0,3	1,15—2,3	0,046	98

Примечание. Значения эффективности улавливания являются средними для определенной установки или группы установок, работающих в установленном режиме.

щения одной из стенок. Когда используется коническая распылительная форсунка, предназначенная для устройства водяной завесы по всему просвету горловины, — эта задача представляется трудной для труб большого сечения, — применяют ряд труб меньшего размера, устанавливаемых параллельно (см. рис. IX-24, б и в). Производительность скруббера с трубами Вентури, самостоятель-

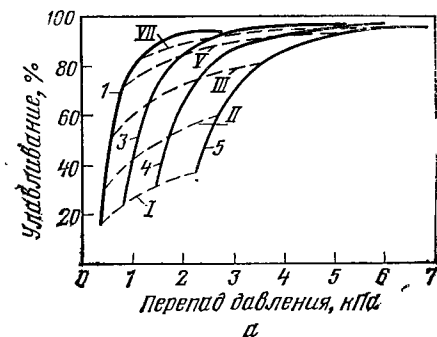
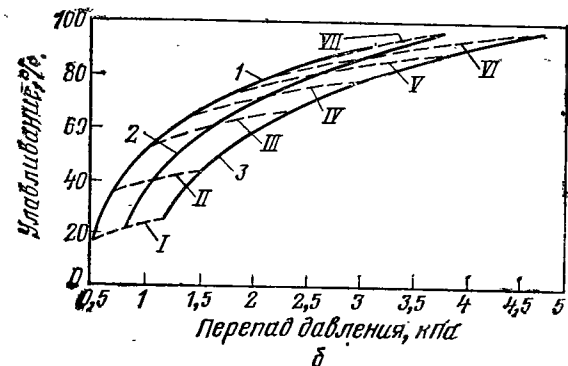


Рис. IX-30. Потребление жидкости и перепад давления в скруббере Пиза-Энтони при удалении твердых частиц из газов выплавки сульфата в печи «Крафт-милл» (а) и удалении тумана серной кислоты [403] (б):

I — $u_2 = 61$ м/с; 2 — 76 м/с; 3 — 91 м/с; 4 — 122 м/с; 5 — 152 м/с;
I — $L = 0,08$ л/ч; II — 0,16 л/ч;
III — 0,32 л/ч; IV — 0,48 л/ч;
V — 0,64 л/ч; VI — 0,80 л/ч; VII — 0,96 л/ч.



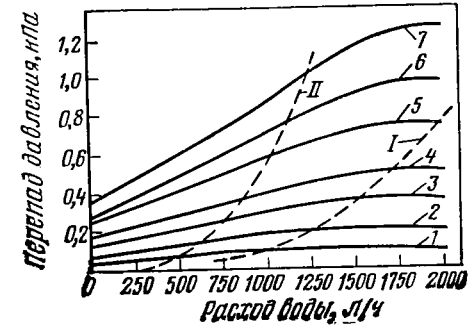


Рис. IX-31. Потребление воды и перепад давления в скруббере Ваагнера — Биро с трубами Вентури [620]:
1 — 1000 м³/ч; 2 — 1250 м³/ч; 3 — 1500 м³/ч;
4 — 1750 м³/ч; 5 — 2000 м³/ч; 6 — 2250 м³/ч;
7 — 2500 м³/ч; I — W/G=1; II — W/G=0,5
(где W — расход воды, л/ч; G — расход газа, м³/ч).

но развивающего тягу, довольно высока; он используется только на небольших предприятиях, поэтому рационально устанавливать либо один агрегат, либо два агрегата, смонтированные параллельно.

Водопотребление и перепад давления в описанных скрубберах приведено на рис. IX-30—IX-32.

Для снижения потерь давления, наблюдаемого в скрубберах с трубами Вентури высокой эффективности разработана конструкция установки «Соливор», в которой основное внимание уделено конденсации на поверхности частиц, выступающих в роли капелек (рис. IX-33, а). Пылевидный материал поступает в верхнюю часть камеры, где происходит его насыщение жидкостью, распыляемой до мельчайших частиц, здесь же осаждаются крупные частицы. Затем насыщенные газы поступают в секцию трубы Вентури, где при увеличении скорости снижается давление и происходит дальнейшее испарение капель. Далее скорость газов снижается, а давление снова возрастает, в результате чего происходит конденсация влаги на поверхности частиц, частицы агломерируются и осаждаются при впрыске жидкости, распыленной до капель крупного размера. В отдельной секции перепад давления составляет всего лишь 250 Па, в то время как для четырехступенчатой установки перепад давления менее 1500 Па.

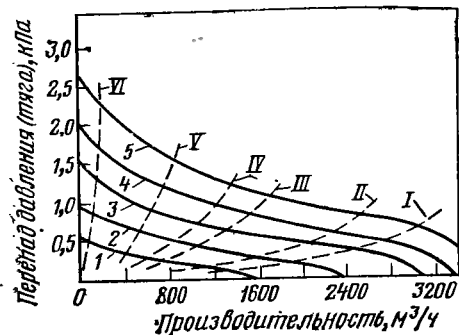
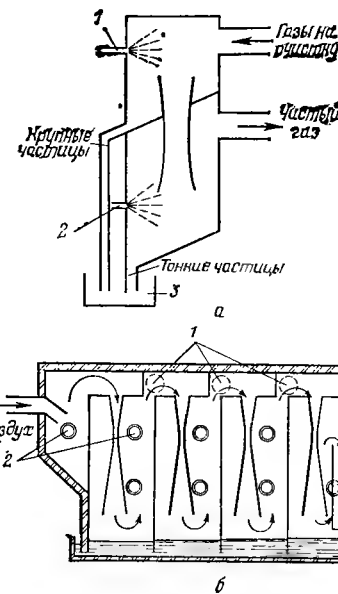


Рис. IX-32. Характеристика скрубберов Шютта — Кортинга с трубами Вентури, самостоятельно развивающих тягу [910]:
1 — давление воды 140 кПа; 2 — 270 кПа;
3 — 410 кПа; 4 — 540 кПа; 5 — 680 кПа;
I — W/G=9:1; II — W/G=11:1; III — W/G=16:1; IV — W/G=20:1; V — W/G=32:1; VI — W/G=160:1.

Рис. IX-33. Конденсационный скруббер с трубами Вентури [466]:

а — схема отдельной ступени: 1 — впрыск жидкости тонкого распыления; 2 — впрыск жидкости крупного распыления; 3 — бак-отстойник; б — схема четырехступенчатого экспериментального пылеуловителя «Соливор»: 1 — выходы ступеней; 2 — разбрызгивающие устройства (0,40 л/с при 47 кПа).



Эффективность данной установки высока. Например, концентрация твердых частиц в уходящих газах электропечи была снижена от 5,5 до 0,45 г/м³, что соответствует эффективности 99,1%. Хотя данный скруббер характеризуется низким уровнем потребления первичной энергии для очистки газов, для повышения эффективности улавливания частиц необходимо обеспечивать тонкое распыление жидкости, что в свою очередь сопряжено с затратами энергии в виде сжатого воздуха или требует установки водяных насосов, поэтому чистая экономия энергии не так велика. Кроме того, следует учитывать, что уровень водопотребления в этой установке довольно высок.

8. ПЕННЫЕ СКРУББЕРЫ

Улавливание мелких частиц и газообразных веществ требует большой улавливающей поверхности. В качестве альтернативы было предложено заменить капельное разбрызгивание созданием пенной среды, которая является подходящим улавливающим агентом. Наиболее простым оборудованием, которое находит широкое применение в Советском Союзе [23], является скруббер с сетчатыми тарелками. Разработки в этой области в значительной мере основаны на работе Позина и др. [656], которые пришли к выводу, что эффективность улавливания веществ зависит не только от физических свойств пыли, но и от рабочих условий, определяемых высотой подвижного слоя пены на пластинах. Эти же авторы разработали эмпирические уравнения, которые могут быть использованы при проектировании пенных скрубберов.

Эффективность η скрубберов этого типа по удалению пылевидных легко смачиваемых веществ может быть рассчитана по формуле

$$\eta = 0,89 \left(\frac{UI}{g(h_c - h_b)^2} \right)^{0,005} \left(\frac{\rho_n d^2 U}{g \mu D'} \right)^{0,04} \quad (IX.10)$$

Если пылевидные вещества трудно поддаются смачиванию, то используют формулу

$$\eta = 0,89 \left(\frac{Ul}{g(h_c - h_b)^2} \right)^{0,005} \left(\frac{\rho_p d^2 U}{g \mu D'} \right)^{0,235} \quad (\text{IX.11})$$

где U — свободная объемная скорость газов, м/с; l — расход жидкости на тарелке; h_c — высота отверстия перетока, м; h_b — высота отражательной пластины, м; g — ускорение силы тяжести, 9,81 м/с²; ρ_p — плотность пыли, кг/м³; d — диаметр частиц пыли, м; μ — вязкость жидкости, Па·с; D' — диаметр отверстий в сетчатой тарелке, м.

По сообщениям советских исследователей, определенные преимущества в процессе улавливания могут быть достигнуты путем добавления поверхностно-активного реагента [962] в противоположность мнению, высказанному в работе, о которой идет речь ниже. Приведенная формула верна для слоя пены высотой от 40 до 200 мм; пена такой высотой наиболее применима в современной технологии. Экспериментальным путем было обнаружено, что апатитовая и нефелиновая пыль со средним размером частиц 20—25 мкм при концентрации 2 г/м³ эффективно улавливалась слоем пены 60—100 мм, полное улавливание обеспечивалось при слое пены 200 мм.

Вслед за упомянутыми выше работами, выполненными советскими исследователями, Тахери и Кэлверт [849], несколько позже провели широкое лабораторное исследование процесса улавливания частиц гидрофильных и гидрофобных аэрозолей размером от 0,6 мкм до 10 мкм, используя для этого скрубберную секцию квадратного сечения со стороной 75 мм, а также круглую скрубберную колонну диаметром 50 мм. Расход газов составлял не менее 1050 кг/(м²·ч), расход жидкости от 2500 до 12500 кг/(м²·ч), диаметр отверстий сетчатой тарелки от 1,5 мм до 4,5 мм.

Экспериментальные результаты свидетельствуют о том, что минимальная эффективность улавливания — около 5% — наблюдается для частиц размером 0,6 мкм, около 30% — для частиц 1,4 мкм и от 95 до 100% — для частиц размером 10 мкм. При повышении расхода газов эффективность улавливания частиц значительно улучшалась (например, для частиц размером 3 мкм увеличение расхода газов в три раза привело к повышению эффективности улавливания с 60 до 90%). В то же время при увеличении расхода жидкости результат был не столь эффективным (для частиц 3 мкм пятикратное повышение расхода привело к увеличению эффективности от 70 до 80%).

Уменьшение размеров отверстий способствовало повышению эффективности улавливания, причем гидрофильные аэрозоли улавливались гораздо лучше и полнее, чем гидрофобные.

В отличие от результатов исследований, проведенных советскими специалистами, добавление ПАВ снижало эффективность улавливания; наблюдения показали, что поверхностно-активные вещества уменьшают плотности пены и циркуляцию внутри пузырьков.

Рис. IX-34. Зависимость эффективности пенных скрубберов от параметра $F_1^2 \varphi$ [F_1 — плотность пены; φ — показатель инерционного столкновения; D_h — диаметр отверстий, мм; L — расход жидкости, кг/(м²·с); G — расход воздуха, кг/(м²·с)].

Тахери и Кэлверт [849] вывели соотношение между экспериментально полученной эффективностью η и всем диапазоном исследованных концентраций и размеров частиц гидрофильных аэрозолей

$$\eta = 1 - \exp(-40 F_1^2 \varphi) \quad (\text{IX.12})$$

где φ — показатель инерционного столкновения, зависящий от скорости прохождения среды через отверстия u_0 и диаметра отверстий D_h

$$\varphi = u_0 \rho_p d^2 / 9 \mu D_h$$

F_1 — плотность пены (соотношение объема жидкости в спокойном состоянии и объема пены).

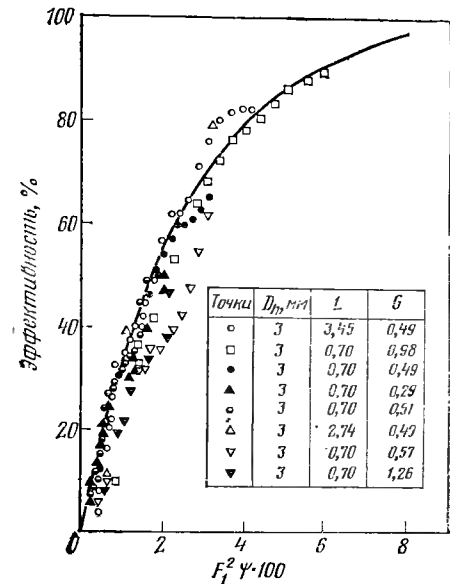
Общая высота слоя пены может быть найдена в процессе работы, в то время как объем жидкости в спокойном состоянии на тарелке может быть измерен в конце цикла после быстрого отключения и воздуха, и воды. Соотношение представлено на рис. IX-34.

9. СООТНОШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТЕЙ СКРУББЕРОВ

В предыдущих разделах несколько раз упоминалось (особенно в связи с эффективностью скрубберов с трубами Вентури), что для улавливания загрязняющих пылевидных веществ одной и той же концентрации повышение эффективности сопровождается ростом энергопотребления; для улавливания более мелких частиц также затрагивается больше энергии при той же эффективности.

Для всех этих факторов было выведено соотношение исходя из количественных характеристик, в частности, такое соотношение найдено Семрау [494, 752—754]. Обший перепад давления на скруббере P_T , складывается из двух составляющих: перепада давления газов, проходящих через скруббер P_g , перепада давления распыляемой струи жидкости $P_{ж}$. Семрау предложил формулы, позволяющие определить приблизительные значения P_g и $P_{ж}$, исходя из потребления электроэнергии (в кВт) на единицу объема газов (1000 м³/ч)

$$P_T = 2,724 \cdot 10^{-4} \Delta h \quad (\text{IX.13})$$



Соотношение параметров эффективности скрубберов [752]

Кривая на рис. IX-35	Аэрозоль	Скруббер	Параметр	
			α	β
<i>Пыль и пары обжиговой печи (шламовая печь)</i>				
1	Неочищенные газы (извест- ковая пыль и пары соды)	Циклонный с трубами Бен- тури	1,47	1,05
2	Предварительно промытые газы (пары соды)	С трубами Вентури, раз- брызгивающим коллекто- ром и циклоном	0,915	1,05
3а	Пыль талька	С трубами Вентури	2,97	0,362
3б		С диафрагмой и разбрызги- вающим коллекторам	2,70	0,362
4	Газы печи регенерации ще- лока натронной варки	Циклонный с трубами Вен- тури	1,75	0,620
<i>Холодная промывная вода (влажные газы)</i>				
5	Горячие пары раствора для промывки (влажные газы)	С трубами Вентури, раз- брызгивающим коллекто- ром и циклоном	0,740	0,861
6	Горячий щелок натронной варки для промывки (су- хие газы)	Испаритель Вентури	0,522	0,861
7	Туман фосфорной кислоты	С трубами Вентури	1,33	0,647
8	Пылевидные выбросы ваг- ранки	То же	1,35	0,621
9	Пары, выделяемые марте- новской печью	»	1,26	0,569
10	Пыль талька	Циклон	1,16	0,655
11а	Сульфат меди	«Соливор» с механическим распыле- нием	0,390	1,14
11б		с гидравлическими фор- сунками	0,562	1,06
12	Газы, выделяемые печью выплавки ферросилиция	Циклонный с трубами Вен- тури	0,870	0,459
13	Душистые вещества	С трубами Вентури	0,363	1,41

Рис. IX-35. Соотношение эффективности скрубберов, измеренной в единицах переноса, и контактной способности для различных аэрозолей и типов скрубберов [752] (см. табл. IX-5).

где Δh — перепад давления через установку, Па.

$$P_{\text{ж}} = 0,28 \Delta p_{\text{атм}} Q'_{\text{ж}} / Q'_r \quad (\text{IX.14})$$

где $\Delta p_{\text{атм}}$ — давление в форсунке, равное 100 кПа; $Q'_{\text{ж}}$, Q'_r — расход жидкости и газов соответственно, м³/ч.

Эффективность пылеуловителей устанавливается с помощью безразмерной единицы переноса N_t

$$N_t = \ln [1/(1 - \eta)] \quad (\text{IX.15})$$

При этом получают сравнительно малые значения единиц переноса для эффективности более 99%. Ниже приведены единицы переноса при различной эффективности:

N_t	0,5	1,0	2,0	4,0	6,0	10,0
Эффективность, %	39,35	63,21	86,47	98,17	99,752	99,9955

Семрау составил график зависимости единиц переноса от общего объема потребления электроэнергии P_T для различных скрубберов и пылевидных веществ. Было также получено линейное отношение для каждого отдельного случая, независимое от типа скруббера, в виде графика в дважды логарифмическом масштабе (рис. IX-35). Это соотношение можно представить в следующем виде

$$N_t = \alpha P_T^\beta \quad (\text{IX.16})$$

где α и β — характеристические параметры улавливаемой пыли (табл. IX-5).

Таким образом, эффективность улавливания может быть выражена через уровень общего потребления электроэнергии и характеристики улавливаемой пыли независимо от конкретного типа применяемого скруббера.

ОЧИСТКА ГАЗОВ В ЭЛЕКТРОФИЛЬТРАХ

Метод электроосаждения заключается в следующем. Маленькие капельки и частицы сначала получают заряд от ионов газа, которые образуются в электрическом поле высокого напряжения, а затем движутся к заземленному осадительному электроду. Попадая на заземленный уловитель, частицы прилипают и разряжаются. Когда осадительный электрод обрастает слоем частиц, они стряхиваются «постукиванием» и собираются в бункере. Так как система не является полностью статической ввиду того, что заряды, переносимые частицами и ионами газа, создают небольшой ток, многие исследователи предпочитают называть такой тип установки электроуловителем. В данной книге будет употребляться обычный термин «электрофильтр».

Электрофильтры применяются там, где необходимо очищать очень большие объемы газа и отсутствует опасность взрыва. Эти установки неизменно используются для улавливания летучей золы на современных электростанциях, работающих в базовом режиме, с котлами, сжигающими пылевидное топливо, для улавливания пыли в цементной промышленности, а также в металлургической промышленности в мощных системах улавливания дыма, в химической промышленности и смежных с ней отраслях для улавливания частиц и капель тумана (деготь, фосфорная кислота, серная кислота), для пылеудаления в системах кондиционирования воздуха, и фактически для решения проблем улавливания частиц и тумана, когда имеют дело с большими объемами газа.

Еще Фалесу Милетскому, греческому философу, жившему в 600-х годах до н.э., было известно, что небольшие ниточки притягиваются к кусочку янтаря, если его перед этим натереть. Существует ряд более поздних сообщений, приписываемых иногда Феофрасту (300 г. до н.э.), Плинию (I век) и Солину (II век), о притягивании соломинок, листьев и других тел к натертому янтарию [694, 697].

Современные исследования исходят из первых наблюдений Уильяма Джильберта (1600 г.), который заметил, что янтарь, сера и другие диэлектрики, будучи заряженными путем трения, «увлекают дым от погашенного огня». Аналогичные наблюдения велись Бойлем (1675 г.), почти одновременно Отто фон Герике (1672 г.) построил электростатический генератор, который состоял из шара, сделанного из серы и заряжаемого путем трения; он обнаружил способность остроконечных проводников притягивать заряженные тела. Примерно через 30 лет Фрэнсис Хоксби (1709 г.) сообщил на заседании Королевского общества об от-

крытии «электрического ветра», а позднее Исаак Ньютон рассматривал явления коронального свечения и электрического ветра (1718 г.), но безотносительно к свойствам частиц.

В течение следующего столетия появляется ряд сообщений о явлениях электростатики, наиболее примечательными из которых явились исследования Бенджамина Франклина (1747 г.), основанные на способности заостренных проводников притягивать электрические токи, и Кулона (1785 г.), который изучал потерю заряда из изолированного проводника путем подвода к нему через воздух заряженных частиц. Первый наглядный показ электростатического осаждения приписывается Гольфельду, который в 1824 г. продемонстрировал исчезновение тумана из стеклянного сосуда, в котором был помещен наконечник, заряженный электричеством. Позже, в XIX в., стало известно об аналогичных опытах, продемонстрированных другими исследователями; одним из таких примеров является опыт с осаждением табачного дыма в стеклянном цилиндре высотой 450 мм и диаметром 230 мм, показанный Житаром примерно через 26 лет после научного доклада Гольфельда.

Однако успешное применение принципа электростатического осаждения в промышленных целях относится к первым годам XX в. и связано с именами Лоджа в Англии, Коттрелла в США и Меллера в Германии.

Лодж экспериментировал в области электростатического осаждения с 1880 г. и указывал на возможности, связанные с промышленным применением данного метода, в научном докладе, опубликованном в журнале «Нейчз» в 1883 г. [525]. Вместе с двумя другими исследователями Уолкером и Хатчингсом, он установил первый электрофильтр промышленного значения на свинцовоплавильном заводе в г. Багиллте в Северном Уэльсе. Конструкция электрофильтра, показанная на рис. X-1, представляет собой коронирующие острия, установленные в канале, а также две электростатические машины Уимсхерста каждая диаметром 130 мм, с которых подавалось высокое напряжение и которые приводились в движение паровыми двигателями мощностью 0,75 кВт. К сожалению установка оказалась неудачной по двум основным причинам [735, 930]: из-за примитивного способа получения энергии высокого напряжения, а также потому, что дым свинцовоплавильных печей оказался одним из наиболее трудных для улавливания, так как содержал очень маленькие частицы и обладал очень большим удельным сопротивлением. Если бы этот дым содержал проводящие частицы или капли (например, туман серной кислоты), то метод электростатического осаждения несомненно нашел бы свое промышленное применение на 25 лет раньше.

Разработка технологии переменного тока и электрического оборудования способствовала появлению новых источников постоянного тока высокого напряжения, сочетающих в себе трансформаторы и синхронные механические или ртутные выпрямители. Лодж запатентовал последний для целей электростатического осаждения в 1903 г. В то же время Коттрелл, проводя эксперименты с использованием механического выпрямителя, обнаружил, что разряд из индукционной катушки является недостаточным для коронного разряда из более, чем одного или двух остриев в искровой камере. Коттрелл также обнаружил, что провод с хлопчатобумажной изоляцией поддерживает длительное свечение, что указывает на образование короны, на всей своей поверхности и разработал «ворсистый» коронирующий электрод, представляющий собой проводник с изоляцией из непроводящего волокнистого материала (рис. X-2).

Сочетание трансформатора переменного тока, механического выпрямителя и «ворсистого» электрода привело к успешному созданию электрофильтра, способного в лабораторных условиях удалять туман серной кислоты в количестве несколько кубических метров в час [181, 183]. Коттрелл и его коллеги, в особенности У. А. Шмидт, который был автором многих из более поздних усовершенствований, применили электрофильтр в промышленных условиях: сначала на пороховом заводе в Пайноле (рядом с г. Беркли), а затем в г. Селби на плавильном заводе, где остро стояла проблема борьбы с загрязнением воздуха.

В Селби с помощью электрофильтра очищались газы, выходящие из аффинажных котлов по извлечению благородных металлов, при этом улавливались 0,15 л/с серной кислоты из 140 м³ газа. Другой особенностью установки Кот-

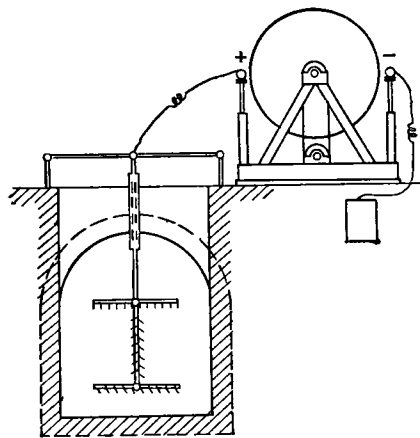


Рис. X-1. Аппарат для электростатического осаждения [А. О. Уолкер. Пат. США № 342, 548 (1886) [990].

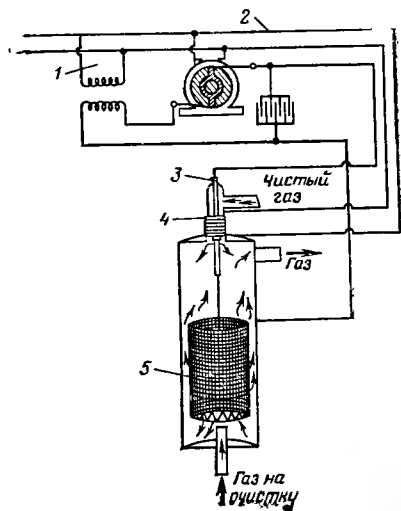


Рис. X-2. Конструкция электрода с четким обозначением потока продувочного газа для предупреждения коротких замыканий [Пат. США № 895, 729 (1908)] [930]:

1 — высоковольтный трансформатор; 2 — механический выпрямитель; 3 — проходной изолятор; 4 — спираль для подогрева проходного изолятора; 5 — ворсистый коронирующий электрод.

трелла, показанной на рис. X-2, является наличие системы подогрева и вентиляции, предусмотренной для поддержания высоковольтной изоляции в сухом состоянии. Коттрелл использовал отрицательную корону, так как она проводила больший ток нежели положительная корона.

Следующая установка была смонтирована на свинцовоплавильном заводе в Балаклава, где обрабатывались 425 000 м³/ч газов, содержащих пары свинца и цинка. Как установил Лодж и др., это было трудной задачей. Однако, новейшие методы выработки постоянного тока высокого напряжения позволили установке работать с к.п.д. от 80 до 90%. Многие детали, которые можно встретить в конструкциях современных электрофильтров, были разработаны У. А. Шмидтом, когда он установил электрофильтр на заводе компании по производству портланд-цемента в г. Риверсайд (Южная Калифорния) в 1912 г. [734]. Эта установка пропускала 1 700 000 м³/ч при 400—500 °С. В ней впервые были использованы тонкопроволочные коронирующие электроды, работающие под напряжением 45 кВ, а установка все еще продолжала работать в течение последующих 45 лет.

Разработка электрофильтров велась в основном эмпирически, и более 1000 патентов защищают конструкцию электрофильтра со всех сторон. Теория электростатического осаждения значительно отстала от его практического применения. Так, теоретическое выражение к.п.д. улавливания при отсутствии турбулентности было выведено Дойчем в 1922 г. [222]. Видоизмененная теория была выдвинута Уиллиамсом и Джексоном [945] с учетом турбулентного перемешивания со скоростью, контролируемой турбулентностью течения газа (1962 г.); аналогичные исследования проводились Инушкиным и Авербухом (1962—1963 гг.) [388, 989], Куперманом (1960—1966 гг.) [172—174] и Робинсоном (1967 г.) [692], которые развивали теорию в этом направлении.

Уравнения, описывающие бомбардировочные и диффузионные процессы зарядки частиц, были предложены Потенье и Моро—Ано в 1932 г., по первому процессу и Арентом и Колманном (1925 г.) и Уайтом (1951 г.) по второму процессу.

До сих пор не предпринимались попытки детально моделировать процесс осаждения частиц в присутствии других частиц. Однако обширные исследования электростатического осаждения, опубликованные за последние 15 лет, позволяют производить расчеты основных процессов и согласовать их с характеристиками, полученными в результате экспериментов. Поэтому в некоторых случаях становится возможным либо проектировать агрегаты, исходя из известных принципов, либо экстраполировать редкие экспериментальные данные для более мощных установок.

В данной главе подробно рассмотрены основные процессы, происходящие в электрофильтрах (образование короны или ионизированной зоны вокруг провода высокого напряжения, который может быть заряжен либо положительно, либо отрицательно; зарядка и движение частиц; осаждение и разряд частиц и возможность повторного увеличения частиц), что сопровождается подробным описанием некоторых конструктивных особенностей современных электрофильтров.

1. ОБРАЗОВАНИЕ КОРОНЫ

При установлении электрического потенциала между двумя параллельными пластинами создается однородное электрическое поле, величина которого может быть выражена через градиент электрического потенциала (В/м). Когда этот градиент потенциала электрического поля возрастает до критического значения, т. е. примерно до 3000 кВ/м, в окружающем воздухе происходит электрический пробой и искра проскакивает между пластинами. Однако, если создается неоднородное электрическое поле, например, между резко изогнутой поверхностью, такой как острие или тонкая проволока, и трубкой, внутри которой помещается изогнутая поверхность, или пластиной, тогда электрический пробой может произойти рядом с изогнутой поверхностью и создать тлеющий разряд или «корону» без искрового перекрытия.

Явление короны имеет большое значение, так например, корона на проводах ЛЭП высокого напряжения вызывает потери электроэнергии, это и многие другие явления способствовали тщательному изучению короны. Подробные отчеты по явлениям электрического пробоя в газах и короны содержатся в специальных работах, таких как «Газообразные проводники» [160] Кобайна или «Электрические пробоя в газах» [187] Крэггза и Мика.

Так как корона переменного тока вызывает колебательные движения заряженных частиц, а корона постоянного тока создает постоянную силу, движущую частицы к пассивному собирающему электроду, для общепринятого осаждения необходим однополюсный разряд. Отрицательная корона более устойчива, чем положительная, которая склонна к непостоянству и имеет тенденцию создавать искровое перекрытие при более низких напряжениях, чем отрицательно заряженные электроды (рис. X-3), поэтому последние обычно используются в промышленных целях. Отрицательная корона однако приводит к образованию более высоких концентра-

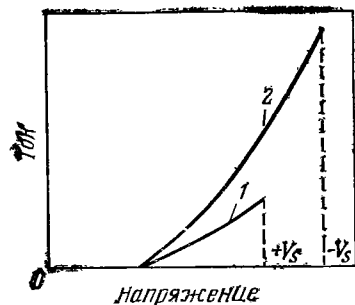


Рис. X-3. Характеристика положительной (1) и отрицательной (2) короны в воздухе [926].

ций озона, поэтому она не используется в установках кондиционирования воздуха.

Корона на положительном электроде имеет вид голубовато-белой оболочки, покрывающей весь электрод, тогда как корона на отрица-

тельном электроде представляет собой красноватые пучки вдоль этого провода. На гладком электроде пучки распределяются более или менее равномерно, причем с увеличением тока их число увеличивается. Такое равномерное распределение пучков может быть объяснено взаимным отталкиванием пространственных зарядов пучков. На негладком электроде или на электроде с зубцами или другими разрядными остриями, разрядные пучки сосредоточены на неровностях поверхности электрода или на специальных остриях.

Механизм образования отрицательной короны представляет собой следующее: газы в обычном состоянии, при отсутствии электрического тока, содержат ионизированные молекулы газа, примерно $1/\text{мм}^3$, образующиеся под воздействием космических лучей.

При прохождении электрического тока образуются дополнительные ионизированные молекулы от ультрафиолетового излучения, сопровождающего свечение короны. Положительные ионы газа и фотоны направляются к отрицательному электроду и освобождают электроны с его поверхности. Последние, проходя сквозь сильное поле рядом с электродом, образуют новые электроны и положительные ионы в результате столкновения с молекулами. Электроны удаляются из этой зоны, замедляя свое движение настолько, что их скорость становится недостаточной для ионизации столкновением, и присоединяются к молекулам газа, образуя ионы газа. Эти ионы газа затем движутся по направлению к осадительному электроду со скоростью, пропорциональной их заряду и напряженности электрического поля.

По этой причине пространство вне короны заполнено густым облаком однополюсных ионов, плотность которого составляет около $5 \cdot 10^4$ ионов в 1 мм^3 ; именно в этой зоне большее количество частиц пыли приобретает свой отрицательный заряд. Частицы пыли, проходя через зону короны, вероятно становятся положительно заряженными ввиду преобладания положительных ионов газа и большой подвижности электронов в этой зоне, а затем осаждаются на коронирующем электроде. Подвижность ионов газа и сосредоточение пыли вне зоны короны являются главными факторами, влияющими на вольтамперные характеристики электрофилтра.

Подвижность ионов и электронов зависит от вида газа и наличия частиц. Чистый азот, например, поглощает лишь незначительное количество электронов. Ток передается главным образом электронами, которые обладают большой подвижностью, поэтому ток короны возрастает очень резко. С другой стороны, такие электроотрицательные газы, как кислород или хлористый метил, легко поглощают электроны, и ионы газа, обладающие гораздо меньшей подвижностью, становятся носителями электрического тока, но он будет гораздо слабее (рис. X-4).

Аналогично частицы пыли или капли тумана при скоплении в больших количествах могут вести себя как поглотители электронов и ионов газа и уменьшать ток короны. Это называется гашением короны. Когда происходит гашение (например, с газами, содержащими мельчайшие частички), то обычно применяют многоступенчатые электрофилтры, устанавливаемые последовательно.

Вольтамперная характеристика короны для чистого воздуха (без частиц) представляет собой нечто среднее между характеристиками кислорода и азота; ионная подвижность ионов газа имеет значение $0,18 \text{ мм/с}$ на В/м. В типичной смеси газов, такой как дымовые газы, скорость отрицательных ионов составляет порядка 30 м/с .

Механизм образования положительной короны явно отличается от механизма образования отрицательной короны, к свойствам положительной короны следует отнести более низкое напряжение перекрытия и малое образование озона. Электроны в газе движутся к зоне короны рядом с коронирующим электродом, где образуются лавины электронов для поддержания зоны короны. Положительные ионы газа, образованные этими электронными лавинами, движутся от электрода с гораздо меньшей скоростью, чем электроны в зоне отрицательной короны, следовательно во время их движения к осадительному электроду происходит меньше ионизирующих столкновений. При низкой напряженности поля, существующего рядом с этим электродом, они получают небольшое ускорение, поэтому в результате катодной бомбардировки происходит эмиссия малого числа электронов, и большая часть тока передается положительно заряженными ионами газа. Так как в зоне короны с высокой напряженностью поля происходит меньшее число ионизирующих столкновений, то наблюдается меньшее образование озона и оксидов азота, чем в зоне отрицательной короны.

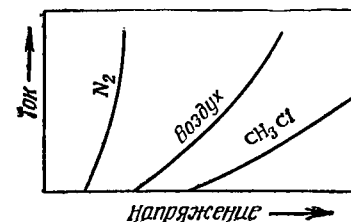


Рис. X-4. Характеристика отрицательной короны в некоторых газах [926].

2. НАПРЯЖЕННОСТЬ ЭЛЕКТРИЧЕСКОГО ПОЛЯ И ТОК КОРОНЫ

Напряженность электрического поля E (В/м) в любой точке определяется как градиент потенциала в этой точке. Если приложенное напряжение, или разность потенциалов между двумя коаксиальными электродами, представляющими собой устройство, состоящее из электрода и трубки с радиусами соответственно R_1 и R_2 , обозначить V , то

$$V = \int_{R_1}^{R_2} E dr \quad (X.1)$$

До образования короны в газе присутствует незначительное количество ионов, и в отсутствии какого-либо ионного тока напряженность поля при радиусе r выражается в виде интегрированной формы уравнения (X.1):

$$V = Er \ln (R_2/R_1) \quad (X.2)$$

или

$$E = C_0/r \quad (X.3)$$

где

$$C_0 = V/\ln (R_2/R_1) \quad (X.4)$$

есть функция приложенного напряжения и геометрических размеров устройства электродов.

Из уравнения (X.3) видно, что максимальное значение напряженности электрического поля наблюдается при наименьшем значении r , т. е. на поверхности электрода при радиусе R_1 .

Для образования короны необходимо, чтобы на электроде произошел электрический пробой, поэтому максимальное значение напряженности электрического поля должно быть наибольшим экспериментально определяемым значением, что обуславливает примерно одинаковые значения напряженности электрического поля как для положительной, так и для отрицательной короны. Для воздуха в коаксиальных цилиндрах при температуре, равной 25°C, критическая напряженность электрического поля, $E_{кр}$ (в В/м) выражается следующим уравнением

$$E_{кр} = 31 \cdot 10^5 \frac{mp}{\rho_s} \left(1 + \frac{0,308}{\sqrt{(\rho/\rho_s) R_1}} \right) \quad (X.5)$$

в то время как для параллельных электродов

$$E_{кр} = 31 \cdot 10^5 \frac{mp}{\rho_s} \left(1 + \frac{0,301}{\sqrt{\rho R_1/\rho_s}} \right) \quad (X.6)$$

где R_1 — радиус электрода, м; ρ/ρ_s — относительная плотность воздуха; равная 1 при давлении 100 кПа (1 атм) и 25°C или (2,95 P)/T при прочих условиях (здесь P — атмосферное давление, кПа; T — абсолютная температура, К); m — коэффициент неровности, равный единице для гладких электродов, 0,82 —

для обычной короны на электродах из многожильных скрученных проводов или 0,92 — для электродов с шероховатой и грубой поверхностью.*

Уравнения (X.5) и (X.6) могут быть записаны в более общем виде

$$E_{кр} = A_g \frac{mp}{\rho_s} \left[1 + \frac{B_g/A_g}{\sqrt{(\rho/\rho_s) R_1}} \right] \quad (X.7)$$

где A_g , B_g — постоянные величины, перечисленные Робинсоном [697], B_g — составляет $12,3 \cdot 10^4$ В/м^{-0,5}.

Ниже приведены величины A_g для некоторых обычных газов:

	$A_g \cdot 10^5$ В/м		$A_g \cdot 10^5$ В/м		$A_g \cdot 10^5$ В/м		$A_g \cdot 10^5$ В/м
Воздух	35,5	CO ₂	45,5	N ₂	39,0	C ₂ H ₅ Br	98,0
H ₂	15,5	CO	26,2	Cl ₂	85,0	C ₃ H ₇ Br	155,0
He	4,0	C ₂ H ₂	75,2	NH ₃	86,7	CH ₃ I	75,0
Ar	7,2	C ₂ H ₄	21,3	H ₂ S	52,1	CH ₃ OH	62,5
Kr	9,5	C ₃ H ₆	87,2	SO ₂	67,2	C ₂ H ₅ OH	97,0
O ₂	29,1	CH ₃ Br	97,0				

Напряжение, которое необходимо приложить для возникновения короны, можно определить, подставив уравнения (X.5) или (X.6) в уравнение (X.2):

$$V_k = 3100 \frac{mp}{\rho_s} \left(1 + \frac{0,308}{\sqrt{\rho R_1/\rho_s}} \right) R_1 \ln R_2/R_1 \quad (X.8)$$

где V_k — напряжение создания короны, кВ.

После создания короны наличие ионного пространственного заряда изменяет напряженность электрического поля в электрофилт্রে, и частицы пыли, находящиеся в электрофилт্রে во время работы, вызывают дополнительные трудности. Однако они могут быть учтены [160, 531, 704, 867, 948].

В присутствии ионного пространственного заряда распределение напряженности электрического поля выражается уравнением Пуассона для коаксиальных цилиндров [161]:

$$\frac{1}{r} \cdot \frac{d}{dr} (Er) = 4\pi\sigma \quad (X.9)$$

где σ — пространственный заряд на единицу объема (м³).

При наличии газа, а не частиц, он определяется с помощью величины i — ионного тока на единицу длины проводника. В этом случае ионный ток составляет (в А/м)

$$i = 2\pi\sigma u_i E \quad (X.10)$$

где u_i — ионная подвижность в единице поля, (В·с); $u_i \times E$ — скорость ионов, м/с.

* Постоянные величины $30 \cdot 10^5$, $31 \cdot 10^5$ и 0,308, приведенные в уравнениях (X.5) и (X.6), основаны на экспериментальных данных и часто встречаются в научной литературе. Величины, выведенные из уравнения (X.7) следует применять для газов, но не для воздуха.

После преобразования уравнения (X.9) и подстановки в уравнение (X.8) получаем

$$\frac{dE}{dr} + \frac{E}{r} - \frac{2i}{u_i r E} = 0 \quad (X.11)$$

После интегрирования с использованием граничных условий: $r=R_1$ при $E=E_{\text{ср}}$ — критической напряженности электрического поля для создания короны, получаем:

$$E = \sqrt{\left(\frac{R_1 E_k}{r}\right)^2 + \frac{2i}{u_i} \left(1 - \left\{\frac{R_1}{r}\right\}^2\right)} \quad (X.12)$$

В уравнении (X.3) значение C_0 может быть заменено $R_1 E_k$; для нулевого ионного тока уравнение (X.11) можно привести к уравнению (X.3). Другой важный случай рассматривается для большого тока i при $R_2 \gg R_1$. Получаем уравнение

$$E = \sqrt{2i/u_i} \quad (X.13)$$

которое представляет собой выражение постоянной напряженности поля в области трубки электрофилтра на некотором расстоянии от коронирующего электрода. Оно может быть использовано для примерных расчетов электрофилтров (конструктивно представляющих собой электрод в трубке). Это уравнение экспериментально подтверждено измерениями Потенье и Моро — Ано [626].

Робинсон [697] указывает, что в уравнении (X.12) серьезно недооценивается электрическое поле при относительно малых разрядных токах, применяемых в промышленности. При больших токах, используемых в лабораторных исследованиях, это уравнение дает приемлемо точные результаты.

В случае применения электрофилтра, конструкция которого представляет собой электрод и пластину, Труст [867] экспериментально доказал, что

$$E = \sqrt{8iL/u_i W} \quad (X.14)$$

где L — расстояние между электродом и пластиной; W — расстояние между электродами.

Когда электроды отставлены примерно так же друг от друга, что и пластины ($W=2L$), то

$$E = \sqrt{4i/u_i} \quad (X.15)$$

Ионная подвижность [в $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$] может быть рассчитана из кинематической теории газов [948]

$$u_i = \frac{e}{\rho u \sigma_{AB}} f(M) \quad (X.16)$$

где e — заряд на ионе, Кл; ρ — плотность газа, $\rho = PM'/kT$; (закон идеального газа); P — давление газа; $\bar{u}$ — средняя молекулярная скорость газа, $\bar{u} = \sqrt{8kT/\pi M'}$ или $u = \sqrt{RT/\pi M}$; M — молекулярный вес; M' — масса молекулы;

k — постоянная Больцмана; T — абсолютная температура; σ_{AB} — сумма радиусов носителя заряда и молекулы газа; $f(M)$ — функция M , где $M = m/(M' + m)$, m — масса носителя заряда (т. е. заряженных ионов).

Ниже приведены значения $f(M)$ для некоторых систем газ—ион:

	M	$f(M)$
Свободный электрон в азоте	$2 \cdot 10^{-5}$	284,3
Мономолекулярные ионы	0,5	1,38
Ионы нормальных газов	0,9	0,837
Грубые частицы	1,0	0,75

Путем подстановки значений плотности газа и средней скорости молекул уравнение (X.16) может быть переписано для доказательства зависимости ионной подвижности от типа газа, давления и абсолютной за температуры, а также от того, переносят ли заряд ионы газа или электроны:

$$u_i = \frac{ef(M)}{\sigma_{AB}^2 P} \sqrt{\frac{kT}{8\pi M'}} \quad (X.17)$$

Хотя расчетная подвижность ионов при использовании данного метода является надежным критерием, необходимо пользоваться значениями подвижности ионов, определяемыми опытным путем, если они есть. В табл. X-1 приведены некоторые значения; дополнительные сведения можно найти в работе Робинсона [697] и в Международном справочнике физико-химических величин [387].

Робинсон указывает, что точное значение подвижности, которая должна применяться в определенных расчетах, может иметь некоторую неточность, обусловленную воздействием следов загрязнений. Это справедливо в первую очередь в отношении неприсоединяющихся газов, отрицательная подвижность которых представляет собой подвижность электронов.

Для того, чтобы величины из табл. X-1 можно было применить для температур T (по Кельвину) и давлений P (кПа), их нужно умножить на коэффициент $0,365 T/P$.

ТАБЛИЦА X-1

Подвижность единично заряженных ионов в исходных газах при 0°C и 100 кПа [697] [в $10^4 \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$]

Газ	—	+	Газ	—	+
Воздух (сухой)	2,1	1,36	C_2H_4	0,83	0,78
N_2	*	1,8	CO	1,14	1,10
O_2	2,6	2,2	CO_2	0,98	0,84
H_2	*	12,3 (H_3^+)	H_2O	0,96	1,1
			(100°C)		
Cl_2	0,74	0,74	HCl	0,62	0,53
SO_2	0,41	0,41	NH_3	0,66	0,56
N_2O	0,90	0,82	H_2S	0,56	0,62

* В чистом газе электроны не присоединяются.

Когда частицы и ионы газа находятся в пространстве между высоковольтным и заземленным электродами, значение пространственного заряда в уравнении (X.9) следует преобразовать

$$\frac{1}{r} \cdot \frac{d}{dr}(Er) = \left(\begin{array}{c} \text{заряд на} \\ \text{ионах газа} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{заряд на} \\ \text{частицах} \end{array} \right) \quad (\text{X.19})$$

Если предположить, что заряд на частицах представляет собой предельный заряд, полученный в результате бомбардировочной зарядки [уравнение (X.31)], данное уравнение примет следующий вид

$$\frac{1}{r} \cdot \frac{d}{dr}(Er) = \frac{2i}{u_i r E} + 4\pi \left\{ \frac{3\epsilon}{\epsilon + 2} E \sum \frac{d^2}{4} \right\} \quad (\text{X.18a})$$

где d — диаметр частиц, A — площадь поверхности всех частиц в единице объема, равная $\pi \Sigma d^2$.

Подставляя A и интегрируя уравнение (X.18), получаем:

$$E^2 = \frac{K}{r^2} \exp \left(\frac{6\epsilon Ar}{\epsilon + 2} \right) - \frac{i}{u_i} \left[\frac{2(\epsilon + 2)}{3\epsilon Ar} + \left(\frac{\epsilon + 2}{3\epsilon Ar} \right)^2 \right] \quad (\text{X.19})$$

где ϵ — диэлектрическая проницаемость частиц; K — постоянная интегрирования.

Значения постоянной можно определить как [626]

$$K = C_0^2 + \frac{i}{u_i} \left(\frac{\epsilon + 2}{3\epsilon A} \right)^2 \quad (\text{X.20})$$

где значение C_0 указано в уравнении (X.4). Теперь напряженность электрического поля с учетом как пыли, так и пространственного заряда, выражается

$$E = \left[\left\{ \frac{C_0^2}{r^2} + \frac{i}{u_i} \left(\frac{\epsilon + 2}{3\epsilon A} \right)^2 \right\} \exp \left(\frac{6\epsilon Ar}{\epsilon + 2} \right) - \frac{i}{u_i} \left\{ \frac{2(\epsilon + 2)}{3\epsilon Ar} - \left(\frac{\epsilon + 2}{3\epsilon Ar} \right)^2 \right\} \right]^{1/2} \quad (\text{X.21})$$

При малой величине $3\epsilon A/(\epsilon + 2)$, т. е. гораздо меньше единицы, экспоненциальный член в уравнении (X.21) может быть разложен, а уравнение упрощено

$$E = \left[\frac{2i}{u_i} \left(1 + \frac{2\epsilon Ar}{\epsilon + 2} \right) + \frac{C_0^2}{r^2} \right]^{1/2} \quad (\text{X.22})$$

В отсутствие пыли данное уравнение будет сведено к уравнению (X.12), так как для больших радиусов, т. е. при малой величине C_0^2/r^2 данный член можно отбросить, и тогда уравнение (X.22) упрощается до вида

$$E = \left[\frac{2i}{u_i} \left(1 + \frac{2\epsilon Ar}{\epsilon + 2} \right) \right]^{1/2} \quad (\text{X.23})$$

Было предложено [626] при обычно встречающейся запыленности член в круглых скобках раскладывать в ряд, а все члены, кроме членов первого порядка, отбрасывать. Тогда для электрофильтра типа «электрод в трубке» уравнение (X.22) приобретает вид

$$E = \left(1 + \frac{\epsilon Ar}{\epsilon + 2} \right) \sqrt{\frac{2i}{u_i}} \quad (\text{X.24})$$

Для электрофильтра пластинчатого типа то же самое уравнение можно по аналогии записать следующим образом:

$$E = \left(1 + \frac{\epsilon Ar}{\epsilon + 2} \right) \sqrt{\frac{8iL}{u_i W}} \quad (\text{X.24a})$$

Из уравнения (X.24) видно, что напряженность электрического поля является функцией ионного тока i и подвижности ионов u_i , и при наличии частиц становится больше и также зависит от суммарной площади их поверхности A .

Лоуэ и Лукас [531] рассчитали напряженность электрического поля в трубчатом электрофильтре с радиусом 130 мм при напряжении 40 кВ для следующих случаев:

1) нулевая запыленность и нулевой ионный ток — уравнение (X.2);

2) нулевая запыленность, ионный ток составляет 80 мкА/м разрядного электрода;

3) запыленность принимается эквивалентной летучей золе с концентрацией 18 г/м³ и полезной площадью поверхности 8,3 м²/м³ газа, а ионный ток составляет 80 мкА/м коронирующего электрода.

Характеристика рассчитанных напряженностей электрических полей показана на рис. X-5.

Ток короны i в электрофильтре является функцией приложенного напряжения V , подвижности ионов u_i и раз-

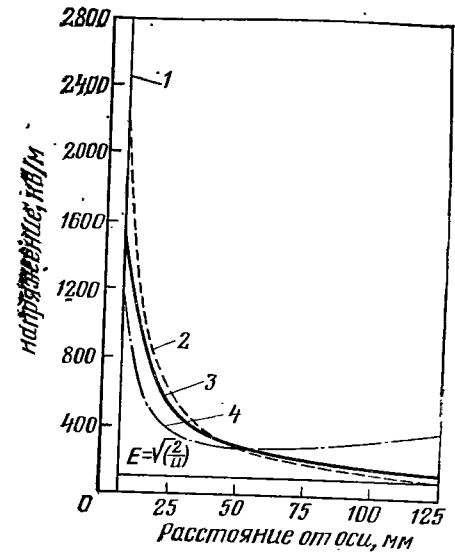


Рис. X-5. Напряженность электрического поля в трубке электрофильтра при различных условиях (расчетная) [531]:

1 — поверхность коронирующего электрода; 2 — нулевая запыленность, нулевой ионный ток; 3 — нулевая запыленность, ток, равный 82 мкА/м коронирующего электрода; 4 — запыленность, ток, равный 82 мкА/м коронирующего электрода.

меров электрофилтра. Для агрегата типа «электрод в трубке» с малыми токами Таунсенд [866] и др. вывели следующее уравнение путем интегрирования уравнения (X.12):

$$i = \frac{2u_i}{R_2^2 \ln(R_2/R_1)} V(V - V_K) \quad (X.25)$$

Данное уравнение было видоизменено Фейзелом и Парсонсом [948] с учетом ширины короны на коронирующем электроде S , наружная кромка которой характеризуется критической напряженностью электрического поля $E_{кр}$:

$$i = \frac{2u_i}{R_2^2 \ln(R_2/R_1 + S)} V(V - V_K) \quad (X.26)$$

При этом предполагают, что ширина кольцевого слоя короны увеличивается с ростом потенциала ($V - V_K$). Убедительнее выглядят эмпирические зависимости, например предложенная Шафферсом [948]

$$i = \frac{u_i}{2} \left[\frac{V - V_K}{R_2 \ln(R_2/R_1 + S)} \right]^x \quad (X.27)$$

Здесь $x=2$ при $R_2/R_1 > 1000$ и $x=\lg(R_2/R_1 + S)$ при $R_2/R_1 < 1000$ до тех пор, пока $x < 2$. Иначе это значение x должно применяться в качестве предельного. Предполагают также, что ширина слоя короны S в данном уравнении является постоянной величиной, равной 0,3 мм.

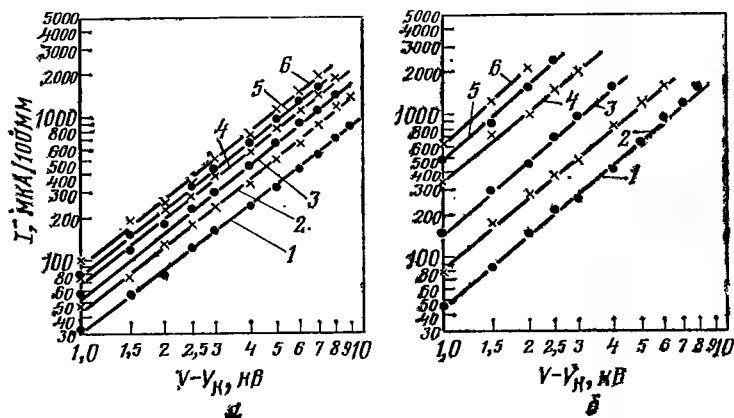


Рис. X-6. Зависимость ионного тока от потенциала при различных температурах [948] для положительной короны (а) и для отрицательной короны (б): 1 — при 100 °С; 2 — при 200 °С; 3 — при 300 °С; 4 — при 400 °С; 5 — при 500 °С; 6 — при 600 °С; (V_0 в кВ):

$T, ^\circ\text{C}$	$V_{0, \text{пол}}$	$V_{0, \text{отр}}$	$T, ^\circ\text{C}$	$V_{0, \text{пол}}$	$V_{0, \text{отр}}$
100	6,5	6,5	400	4,5	4,0
200	5,5	5,5	500	4,0	3,5
300	5,0	4,5	600	3,0	3,0

Значения x , β и $\beta/\sqrt{T}$ в уравнении (X.29) различных газов [948]*

Температура, °С	V_K , кВ	x	β	$\beta/\sqrt{T}$
Воздух — отрицательная корона				
100	6,5	1,72	4,5	0,234
200	5,5	1,62	8,5	0,390
300	4,5	1,76	14,5	0,605
400	4,0	1,62	34,0	1,31
500	3,5	1,75	48,0	1,72
600	3,0	1,84	62,0	2,10
Воздух — положительная корона				
100	6,5	1,52	3,0	0,155
200	5,5	1,56	4,3	0,197
300	4,5	1,58	5,3	0,220
400	4,0	1,60	6,8	0,260
500	3,5	1,55	7,8	0,280
600	3,0	1,61	9,0	0,304
Смесь воздуха с водяным паром** — отрицательная и положительная корона				
200	5,0	1,65	2,1	0,097
300	4,5	1,67	3,2	0,133
400	4,0	1,60	5,0	0,192

* Результаты других исследований приведены в табл. X-3.

** Плотность 405 г/м³, точка росы — 72 °С.

Другая эмпирическая зависимость между током короны и напряжением предложена Коллером и Фремонтом [459]

$$i = \beta V^\alpha \quad (X.28)$$

Величины α , β — постоянные для отдельного газа и, по определению Коллера и Фремонта, составляют $\alpha=4,2$ для воздуха и 2,8 для хлористого метила, что превышает значения, найденные другими исследователями, которые получили $\alpha=1,6$ для воздуха.

Как правило, ток короны может выражаться в виде зависимости

$$i = \beta (V - V_K)^x \quad (X.29)$$

где β — эмпирическая постоянная, являющаяся функцией подвижности ионов, геометрии электрофилтра и вида пыли; x — постоянная, зависящая от состава газа и равная величине от 1 до 2.

Последняя зависимость была обширно исследована Винкелем и Шютцем [948], которые использовали для этой цели трубчатый электрофилтр диаметром 35 мм и длиной 100 мм с коронирующим электродом диаметром 0,3 мм из нихромовой проволоки. Эксперименты проводились при различных температурах, вплоть до

Характеристика короны [191]

Газ	Температура, °C	Напряжение, кВ		Ток перекрытия, мА	Напряжение, кВ		Ток перекрытия, мА	
		порог.	перекрыв.		порог.	перекрыв.		
		Отрицательная корона			Положительная корона			
Воздух	20	20	54	2,8	20	28	0,2	
	225	9	35	3,1	8	22,5	2,1	
Смесь воздуха	225	4	45	3,0	5	31	2,6	
	+20% пара	225	4	46	2,2	4	48	2,2
	+35% пара	20	24	62	2,3	26	63	2,2
	+1% CCl ₄	20	21	49	1,2	29	49	0,7
Диоксид углерода	20	2,5	29	17,0	25	21	0,2	
Метан	20	9	67	5,2	9	>40	>1,0	
Вода (пар)	225							

Примечания: 1. Характеристику снимали на пластинчатом электрофилтре с параллельными пластинами (100 мм друг от друга), проволокой диаметром 2,8 мм и длиной 0,3 м, натянутой между пластинами. 2. Использовали устойчивый, не пульсирующий ток. 3. Данные для водяного пара были получены с помощью менее точной аппаратуры, и при положительной полярности электропитание не смогло обеспечить перекрытия.

600 °C. В результате были получены значения для V_k , β и χ из уравнения (X.29), приведенные в табл. X-2. Экспериментальные токи показаны также на рис. X-6.

Если бы значение β изменялось как квадратный корень из абсолютной температуры, что должно следовать из уравнения (X.17) для подвижности ионов u_i , то отношение β/T было бы приблизительно постоянным. Однако тенденция отношения при увеличении температуры (см. табл. X-2) указывает на то, что эта модель подвижности ионов является чрезмерно упрощенной, необходимы дальнейшие серьезные исследования для создания более полной теории.

3. ЗАРЯДКА ЧАСТИЦ

Как только частицы или капельки попадают в электрическое поле электрофилтра, они приобретают электростатический заряд в результате воздействия двух механизмов: механизма бомбардированной зарядки и механизма диффузионной зарядки. Ионы газа, а также электроны в случае отрицательной короны движутся при нормальных условиях сквозь поток газа, перенося частицы под влиянием электрического поля и заряжая частицы, с которыми они сталкиваются. Такая зарядка называется бомбардировкой (столкновение ионов). Кроме того, ионы газа (и электроны — там, где они присутствуют) осаждаются на частицах вследствие их теплового движения, такое явление называется диффузионной зарядкой (диффузия ионов).

Несмотря на то, что эти два механизма действуют одновременно, до сих пор еще не разработана единая теория; обычно каждый механизм рассматривается в отдельности. Это приводит к появлению погрешности, которая не столь велика, так как механизм бомбардировочной зарядки имеет первостепенную важность для частиц размером более 1 мкм, в то время как диффузионная зарядка имеет наибольшее значение для частиц размером менее 0,2 мкм. Ввиду того, что эти маленькие частицы обычно представляют собой только небольшую часть пыли, входящей в электрофилтр, при объяснении сущности электростатического осаждения ими пренебрегают. Если эти частицы составляют большую часть пылевой и газовой нагрузки, необходимо изменить ряд уравнений [например (X.186); (X.39) — (X.44)].

При зарядке частиц путем столкновения с ионами (бомбардировка) напряженность электрического поля, общая площадь поверхности частиц и их диэлектрические свойства играют главную роль, тогда как при зарядке частиц ионной диффузией наиболее важными факторами являются число ионов, их подвижность (которая является функцией температуры) и время, отпущенное на этот процесс. Теоретические расчеты заряда, приобретенного частицами, позволяют сделать следующие предположения:

- 1) частицы имеют сферическую форму;
- 2) расстояния между частицами велики по сравнению с диаметрами частиц;
- 3) в начальной стадии концентрация ионов и электрическое поле рассматриваются как однородные;
- 4) на процесс зарядки одной частицы не оказывают влияния электрические поля других заряженных частиц;
- 5) средний свободный пробег ионов невелик по сравнению с диаметром частиц.

Эти предположения не противоречат теоретическим расчетам. Так, Смит и Пенни доказали, что на практике отступления от сферичности не создают серьезной погрешности, а второе предположение справедливо в отношении концентраций частиц, встречающихся в промышленных отработанных и технологических газах; последнее же предположение является обоснованным и справедливо всегда кроме случаев с крайне малыми частицами и (или) при очень низких давлениях. С остальными предположениями приходится сталкиваться в той или иной степени на практике [630, 780a].

Механизм зарядки бомбардировкой изучался Рохманном и Потенье и Моро—Ано [625]. Предполагают, что ионы газа движутся вдоль силовых линий между высоковольтным и пассивным электродами. Некоторые из ионов газа будут перехватываться незаряженными частицами. Теперь частицы заряжены и силовые линии искажаются; некоторые ионы газа будут отталкиваться заряженными частицами, тем самым снижая скорость зарядки. Через некоторое время заряд на частице достигнет своего предельного значения.

Заряд на частице q (в Кл), который она получает от электронов e , и число этих зарядов n можно определить из уравнения Потенье [531]

$$ne = q = \frac{3\epsilon}{\epsilon + 2} \cdot \frac{d^2}{4} \cdot \frac{Et}{t + \tau} \quad (\text{X.30})$$

где t — продолжительность зарядки; τ — постоянная времени, равная $1/(\pi N_i e u_i)$; ϵ — диэлектрическая проницаемость частицы; N_i — концентрация ионов в единице объема; $N_i e$ — плотность пространственного заряда.

Предельное значение заряда, которое также является максимальным значением, можно определить при условии $t \rightarrow \infty$

$$q = \lim_{t \rightarrow \infty} \frac{3\epsilon}{\epsilon + 2} \cdot \frac{d^2}{4} \cdot \frac{E}{1 + \tau/t} = \frac{3\epsilon}{\epsilon + 2} \cdot \frac{d^2}{4} \cdot E \div \quad (\text{X.31})$$

$$\div \frac{3\epsilon}{\epsilon + 2} \cdot \frac{d^2}{4} \sqrt{\frac{2i}{u_i}} \quad (\text{X.31a})$$

Лукас и Лоуве [531] отмечали, что 91% предельного заряда частица приобретает за 10τ с. Для случая применения трубчатого электрофилтра диаметром 9,25 м с коронирующим электродом диаметром 8 мм, работающего при напряжении 40 кВ и токе 135 мкА/м, это составляет 0,2 с. Если ток уменьшить до 34 мкА/м, то 91% предельного значения заряда достигается за 1 с.

Влияние размера частиц, напряженности электрического поля и, в меньшей степени, диэлектрической проницаемости и заряда на частицу описывается уравнением (X.31). Когда частицы состоят из материала с изоляционными свойствами и $\epsilon = 1$, отношение $3\epsilon/(\epsilon + 2)$ также равно 1, в то время как для хорошего проводника, когда ϵ имеет большое значение, это отношение приближается к 3. Влияние температуры на функцию диэлектрической проницаемости пренебрежимо мало [948]. Однако воздействие температуры на скорость зарядки вполне заметно: при разрядном токе постоянной величины он пропорционален обратной величине квадратного корня из абсолютной температуры [уравнение (X.17)].

Диффузионная зарядка была подробно изучена Арендтом и Каллманном [35], а также Уайтом [925], первоначально она рассматривалась как функция теплового движения ионов газа. Формула, введенная Арендтом и Каллманном, носит ограниченный характер, так как она применима к частицам, которые уже обладают каким-либо зарядом. Кроме того, из-за исключительно дифференциального вида, она может быть интегрирована только численно

$$\frac{dn}{dt} \left(1 + \frac{d^2 \sqrt{u^2}}{16nke} \right) = \frac{\pi}{4} d^2 \sqrt{u^2} N_i \exp \left(- \frac{2ne^2}{dkT} \right) \quad (\text{X.32})$$

где $\sqrt{u^2}$ — среднеквадратичная скорость теплового движения молекул, равная $\sqrt{3kT/M}$.

Уайт подходит к процессу диффузионной зарядки проще, доказывая, что плотность газа в потенциальном поле не однородна, и описывается следующей формулой:

$$N = N_i \exp(V/kT) \quad (\text{X.33})$$

где V — потенциальная энергия.

Если ионы газа находятся рядом со взвешенной частицей, имеющей заряд ne , потенциальная энергия иона той же полярности на расстоянии r от центра этой частицы составит $V = -ne^2/r$. Тогда плотность ионов рядов с этой частицей равна

$$N = N_i \exp(-2ne^2/dkT) \quad (\text{X.34})$$

В соответствии с кинетической теорией число ионов, которые ударяются о поверхность частицы в единицу времени, составляет $\pi d^2 N \sqrt{u^2}/4$. Если предположить, что все ионы, которые ударяются о частицу, прикрепляются к ней, ионный ток к этой частице (т. е. скорость зарядки) выразится в виде следующего уравнения

$$\frac{dn}{dt} = \frac{\pi d^2 N_i \sqrt{u^2}}{4} \exp \left(- \frac{2ne^2}{dkT} \right) \quad (\text{X.35})$$

Проинтегрировав это уравнение и рассматривая в качестве граничного условия незаряженную частицу в нулевой момент времени, получаем выражение для суммарного заряда

$$q = ne = \frac{dkT}{2e} \ln \left(1 + \frac{\pi d \sqrt{u^2} N_i e^2}{2kT} t \right) \quad (\text{X.36})$$

Уравнение (X.36) обычно применяют для расчета заряда на частице, но при выводе этого уравнения пренебрегают дополнительным вкладом внешнего поля E в потенциальную энергию V . Потенье [624] учел эту дополнительную величину для частицы — носителя заряда и результатом этого явилось умножение выражения, стоящего вместе с t в круглых скобках, на отношение $\sinh[Eed/(2kT)]/(Eed/2kT)$, которое для очень малых частиц приближается к единице.

Помимо Арендта и Каллмана [35], некоторые другие исследователи также пользовались уравнением установившейся диффузии, приравнивая скорость захвата ионов к скорости ионного потока [118, 226, 325, 595, 624]. Однако Лью и другие отмечали, что для установившегося процесса необходима концентрация ионов большая, чем максимум, обнаруженный в электрофилтрах и составляющий 10^{15} ионов в 1 м^3 . Эти исследователи пользовались более точной методикой, чем Уайт, но пришли к решению, тождественному уравнению (X.36).

С помощью уравнений (X.30) и (X.36) Лове и Лукас [531] рассчитали заряды, приобретаемые частицами в результате за-

рядки бомбардировкой или ионной диффузией. Расчеты проводились для трубчатого электрофилтра со следующими параметрами (табл. X-4):

Диаметр	0,25
трубки, м	7,6
разрядного электрода, мм	300
Температура, °C	5·10 ¹³
Концентрация ионов в 1 м ³ N	200
Напряженность поля E, кВ/м	1,8
Функция диэлектрической проницаемости [3ε/(ε+2)]	4,8·10 ⁻¹¹
Заряд e, сКл	135
Ток короны i, мкА/м	1,38·10 ⁻²³
Константа Больцмана k, Дж/(моль·К)	1,8·10 ⁻⁴
Подвижность ионов, м ² /(В·с)	

Хигнетт указывал на то, что промышленные электрофилтры обычно работают при таких значениях концентраций, как 5·10¹² ионов в 1 м³, что на один порядок ниже данного значения и совпадает со значением, которое рекомендовано для лабораторных электрофилтров.

Для приблизительных расчетов Хейнрих и Андерсон [358] рекомендовали пользоваться уравнением Ладенбурга [472, 473]:

$$ne = d \cdot 10^5 \tag{X.37}$$

где n — число элементарных зарядов; e — элементарный заряд (единица системы СГСЭ); d — диаметр частицы, мм.

Это уравнение может применяться для расчета промышленных электрофилтров.

Зарядка путем столкновения и диффузии ионов

Оба механизма зарядки действуют одновременно, однако первый из них имеет большее значение для крупных частиц в микронном диапазоне тогда как вторая является более важной для субмикронных частиц. Единичное сложение зарядов, рассчитанное с помощью уравнений (X.30) и (X.36), вполне соответствует экспериментальным данным [226, 267, 463].

ТАБЛИЦА X-4

Число зарядов, приобретаемое частицей [531]

Диаметр частиц, мкм	Период воздействия, с								
	0,01	0,1	1	∞	0,01	0,1	1	10	
	Столкновение ионов				Диффузия ионов				
0,2	0,7	2	2,4	2,5	3	7	11	15	
2,0	72	200	244	250	70	110	150	190	
20,0	7200	20000	24400	25000	1100	1500	1900	2300	

Кошэ [161, 162] получил формулу, учитывающую сочетание этих двух механизмов, рассматривая их как процесс прохождения ионного тока к частице

$$q = ne = \left[\left(1 + \frac{22i}{d} \right)^2 + \frac{1}{0,5 + \lambda_i/d} \cdot \frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \right] \pi \epsilon_0 E d^2 \frac{t}{t + \tau} \tag{X.38}$$

где λ_i — средний свободный пробег ионов в воздухе (≈0,1 мкм); ε₀ — удельная диэлектрическая проницаемость свободного пространства, равная 8,86·10⁻¹² ф/м.

Однако, как отмечали Лью и Е [523], средний свободный пробег ионов λ_i на порядок меньше значения, которым пользовался Кошэ, а хаотическое тепловое движение становится более важным для малых частиц и не может выражаться как упорядоченное движение вдоль силовых линий. В связи с этим исследователи разработали новую теорию, рассматривающую хаотическое движение, а также зависимость такого движения от приложенного поля. Эти зависимости поддаются числовым решениям, которые вполне соответствуют экспериментальным данным.

4. ДРЕЙФ ЧАСТИЦ

Как только частицы пыли приобретут какой-либо заряд, они попадают под влияние поля электрофилтра. Большее число частиц будет мигрировать к осадительным электродам от коронирующего электрода, имеющего одинаковую с частицами полярность, тогда как некоторое число частиц, находящихся близ зоны короны или в самой зоне короны, заряжаются ионами газа противоположной полярности по отношению к короне и собираются на коронирующем электроде. В итоге получается очень сложная картина, так как электрическое поле уменьшается с удалением от короны, а частицы приобретают больший заряд по мере их продвижения в электрофилтре. Рядом с осадительным электродом образуется высокая концентрация заряженных частиц и будут происходить межчастичные интерференции, а также воздействие частично разряженного слоя частиц на собирательный электрод.

Расчет скорости дрейфа частиц, который может быть использован для прогнозирования размера и к. п. д. электрофилтра, строится на значительно упрощенной модели, исходя из следующих предположений:

- 1) частица считается полностью заряженной в течение всего времени ее пребывания в поле электрофилтра;
- 2) поток в электрофилтре является турбулентным и обуславливает равномерное распределение частиц в поперечном сечении электрофилтра;
- 3) частицы, двигаясь по направлению к электроду перпендикулярно потоку газа, встречают аэродинамическое сопротивление в режиме вязкого течения, что позволяет применять закон Стокса;

4) между заряженными частицами с одинаковой полярностью не существует никаких эффектов отталкивания;

5) для высоко концентрированной пыли рядом со стенкой не возникает никаких затруднений при осаждении;

6) эффект движения ионов газа, иногда называемый электрическим ветром, — не рассматривается;

7) скорость потока газа в электрофилт্রে не влияет на скорость миграции ионов;

8) частица движется со своей конечной скоростью.

Миграция, или дрейф, которые представляют собой движение частиц перпендикулярно потоку газа, с учетом указанных восьми предположений, вряд ли может отражать реальную картину. Однако известно, что во многих случаях она помогает правдоподобно оценивать скорость дрейфа в условиях поперечного потока, тогда как в других случаях она имеет тенденцию быть заниженной. Это относят за счет явления турбулентности в потоке газа, благоприятного направления электрического ветра и сопротивления газа, которое оказалось меньше сопротивления, предсказываемого для вязкого течения. С другой стороны, затрудненное осаждение и остаточный заряд на осажденной частице противодействуют быстрому осаждению.

Сила F частицы, несущей заряд q в электрическом поле с напряженностью E , действует в направлении осадительного электрода и выражается уравнением

$$F = qE \quad (X.39)$$

а сопротивление газа (при условии, что частица движется со своей конечной скоростью) выражается уравнением

$$F' = \frac{C_D}{C} A \cdot \frac{1}{2} \rho \omega^2 \quad (X.40)$$

где ω — скорость миграции частиц.

Приравняв уравнения (X.39) и (X.40), получаем выражение для скорости миграции

$$\omega = \sqrt{2qCE/C_D \rho} \quad (X.41)$$

Прямое решение данного уравнения обычно не обходится без подстановки $24/Re$ вместо C_D (т. е. принимая закон Стокса) и предположив, что частицы имеют сферическую форму и они полностью заряжены в результате столкновений [уравнение (X.31)] в электрическом поле, имеющем напряженность E . Тогда

$$F = \frac{3\epsilon}{\epsilon + 2} E' E \frac{d^2}{4} \quad (X.42)$$

и

$$F' = 3\pi\mu\omega/C \quad (X.40a)$$

Для получения скорости дрейфа эти два уравнения можно объединить:

$$\omega = \frac{\epsilon CE'Ed}{(\epsilon + 2) 4\pi\mu} \quad (X.43)$$

Если и зарядка, и осаждение происходят в одной зоне осадителя, то уравнение (X.43) упростится:

$$\omega = \frac{\epsilon CE^2d}{4\pi(\epsilon + 2)\mu} \quad (X.44)$$

Если частицы представляют собой проводниковый материал с большой диэлектрической постоянной, то

$$\omega = 0,08CE^2d/\mu \quad (X.45)$$

если частица имеет малую диэлектрическую постоянную при $3\epsilon/(\epsilon + 2) = 1,75$, то

$$\omega = 0,046CE^2d/\mu \quad (X.46)$$

Если же частицы малы и для приблизительного расчета диффузионной зарядки применяется уравнение Ладенбурга (X.37), то

$$\omega = \frac{CeE \cdot 10^5}{\mu} \quad (X.47)$$

Из этого уравнения следует, что конечная скорость миграции очень маленьких частиц (менее 0,2 мкм) представляет собой приблизительно постоянную величину и не зависит от размера частицы.

Далее (см. стр. 472) скорости миграции, рассчитанные по приведенным выше формулам сравнивают с эффективными скоростями миграции (э.с.м.) ω' , полученными на основании экспериментальных значений к.п.д. электрофилтра и удельной поверхности улавливания, которая в свою очередь является функцией размеров электрофилтра и его пропускной способности.

5. К.П.Д. ЭЛЕКТРОФИЛТРА

Если бы в электрофилт্রে не наблюдалось повторного увлечения частиц, теоретически можно было бы построить такой электрофилтр, который улавливал бы все частицы, входящие в этот электрофилтр. Размеры такого электрофилтра могут быть рассчитаны, исходя из скорости дрейфа ω (которая принимается постоянной), средней скорости газового потока, диаметра коронирующего электрода, его потенциала и тока и относительных диаметров трубок или расстояний между пластинами, которые используются в качестве осадительного электрода.

Рассмотрим сначала трубчатый электрофилтр с радиусом R и центральным расположением разрядного электрода. Если тече-

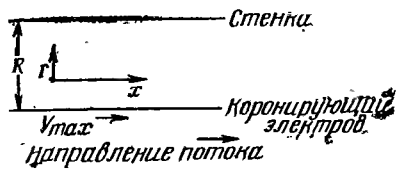


Рис. X-7. Направление потока газа в зависимости от размеров электрофилтра.

ние в трубке плавное (что маловероятно для промышленного электрофилтра, но вполне вероятно для специальных экспериментальных установок, используемых для отбора проб газа), то спектр плавного обтекания будет иметь форму, приближающуюся к параболической, а средняя скорость v_{cp} может быть выражена через половину максимальной скорости v_{max} . Тогда за время t скорость при радиусе r (рис. X-7) будет составлять

$$\frac{dx}{dt} = v_{max} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right) \quad (X.48a)$$

$$= 2v_{cp} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right) \quad (X.48b)$$

Скорость дрейфа при радиусе r соответствует ω и $\omega = dr/dt$. С учетом пути частицы уравнение будет иметь следующий вид:

$$\frac{dx}{dr} = \frac{dx}{dt} \cdot \frac{dt}{dr} = \frac{2v_{cp}}{\omega} \left(1 - r^2/R^2 \right) \quad (X.49)$$

Если скорость дрейфа через поперечное сечение электрофилтра принять приблизительно постоянной, уравнение (X.49) может быть проинтегрировано. При этом получим

$$x = \frac{2Rv_{cp}}{\omega} \left\{ \frac{R}{r} - \frac{1}{3} \left(\frac{r}{R} \right)^3 \right\} + \text{const} \quad (X.50)$$

Постоянная интегрирования равна нулю, так как для частицы, двигающейся в центре трубки (или между пластинами), при $r=0$ величина $x=0$. Когда частица начинает свое движение по оси, до осаждения ей приходится преодолевать расстояние R . Поэтому для улавливания всех частиц длина электрофилтра должна быть больше, чем

$$x = \frac{4}{3} \cdot \frac{Rv_{cp}}{\omega} \quad (X.51)$$

При турбулентном движении в трубке принимают поршневое течение, тогда минимальная длина электрофилтра для 100% улавливания частиц равна расстоянию, которое проходит поток газа, в то время как частица, начинающая свое движение от центра трубки, достигает ее стенки при постоянной скорости дрейфа. Таким образом,

$$x = vR/\omega \quad (X.52)$$

Аналогичные уравнения могут быть выведены [704] для определения длины электрофилтра различного типа:

Электроды	Ламинарное движение	Турбулентное движение
трубчатые	$4v_{cp}R/3\omega$	$v_{cp}R/\omega$
пластинчатые (оба электрода)	$v_{cp}L/\omega$	$v_{cp}L/\omega$
проволочный (коронирующий) и пластинчатый (осадительный)	$v_{cp}L^*/\omega$	$v_{cp}L^*/\omega$

Примечание. L и L^* — расстояние между соответствующими электродами.

На практике происходит повторное увлечение частиц, поэтому экспериментально было установлено, что к.п.д. электрофилтра является функцией времени пребывания потока газа в поле электрофилтра. Дойч [222] вывел уравнение такого вида, основанное на следующих предположениях: в начальной стадии пыль распределяется равномерно, несобранная пыль продолжает оставаться равномерно распределенной и скорость дрейфа является эффективной постоянной величиной. Тогда к.п.д. (η) определяют из следующих уравнений:

для трубчатого электрофилтра

$$\eta = 1 - \exp(-2\omega x/2v_{cp}) \quad (X.53a)$$

для пластинчатого электрофилтра

$$\eta = 1 - \exp(-\omega x/Lv_{cp}) \quad (X.53b)$$

для любого из двух типов

$$\eta = 1 - \exp(-\omega A/Q) \quad (X.53в)$$

где A — площадь осадительной пластины электрофилтра; Q — поток газа.

Ранее отмечалось, что предположение об однородной концентрации частиц не является необходимым условием для получения уравнения к.п.д. с показательным выражением как в уравнении (X.53в). Если концентрацию частиц у стенки трубки электрофилтра обозначить через $C_{ст}$, а через $\bar{C}$ — среднюю концентрацию частиц в электрофилтре и при условии, что отношение $C_{ст}/\bar{C} = \chi$ является постоянной величиной независимо от площади собирающей поверхности за входом в электрофилтр, то можно получить [697] преобразованное выражение

$$\eta = 1 - \exp(-\omega \chi A/Q) \quad (X.53г)$$

В классическом уравнении Дойча величина $\chi = 1$.

Следует отметить, что уравнение Дойча предполагает полную зарядку частиц непосредственно на входе в электрофилтр. Погрешности, обусловленные этим предположением, невелики для промышленных электрофилтров, но для высокоскоростных экспериментальных установок и для лабораторных пробоотборных

электрофилтров они могут быть значительными [689]. В этом случае к.п.д. может быть определено из преобразованного уравнения (X.53):

$$\eta = 1 - \left\{ \frac{x + v t_0 + v \tau_n}{v t_0 + v \tau_n} \right\}^{2\omega \tau_n / R} \quad (X.54)$$

где x — расстояние по направлению потока за входом в электрофилтр (типа «провод в цилиндре»); v — средняя скорость газа; R — радиус цилиндра; t_0 — эквивалентное время предварительной зарядки, определяется из уравнения:

$$q_0 = q_{\max} t_0 / (t_0 + \tau_n)$$

q_0 — заряд частиц на входе; $q_{\max}$ — максимальный заряд, приобретаемый частицами; τ_n — постоянная времени зарядки частиц, равная

$$\tau_n = 4 \epsilon_0 / N_i e u_i \quad (X.55)$$

ϵ_0 — диэлектрическая проницаемость ($8,86 \cdot 10^{-12}$ Фм), N_i — концентрация ионов в единице объема; e — ионный заряд; u_i — подвижность ионов [см. уравнение (X.16) и табл. X-1].

Указанные уравнения являются наиболее общепринятыми уравнениями, применяемыми для расчета к.п.д. электрофилтра. Когда скорость миграции, называемую эффективной скоростью миграции ω' , рассчитывают на основании уже определенного к.п.д. электрофилтра, уравнение (X.53в) принимает вид

$$\eta = 1 - \exp(-\omega' S_{уд}) \quad (X.56)$$

где $S_{уд}$ — удельная поверхность осаждения на единицу объема потока газа.

Уравнение, идентичное уравнению Дойча, было выведено на более общем основании Уайтом [928], который учитывал вероятность (P) захвата частицы в электрофилтре. Для того, чтобы частица была захвачена в течение времени ее пребывания Δt , она должна находиться в пределах расстояния $\omega \Delta t$ от осадительного электрода. Таким образом, для частицы, находящейся в трубчатом электроде, вероятность осаждения составляет отношение внешнего кольца, ширины $\omega \Delta t$ к площади поперечного сечения трубки

$$P = \frac{\omega \Delta t \cdot 2\pi R}{\pi R^2} = 2\omega \Delta t / R \quad (X.57)$$

Возможность избежания захвата $(1-P)$ в сечениях n электрофилтра выражается следующим уравнением:

$$(1-P)^n = (1 - 2\omega \Delta t / R)^n \\ = (1 - 2\omega t / R n)^n \quad (X.58)$$

Для больших n возможность избежания захвата, равная $(1-\eta)$ составляет $e^{-2\omega t}$ и, выражая эту величину через среднюю скорость газа $v_{ср}$ и длину электрофилтра $x(t=x/v_{ср})$, установим, что к.п.д. выражается уравнением, тождественным уравнению (X.53a). Это уравнение было также преобразовано Уайтом, что

позволило учесть к.п.д. захвата частиц с диаметрами в пределах от d_1 до d_2

$$1 - \eta = \exp\left(-\frac{AEE'}{2\pi\mu Q}\right) + \frac{AEE'}{2\pi\mu Q} \int_{d_1}^{d_2} \left\{ f(d) \exp\left(-\frac{AEE'd}{4\pi\mu Q}\right) \right\} dd \quad (X.59)$$

где $f(d)$ — функция, выражающая кумулятивное распределение частиц по размерам.

Ввиду того, что кумулятивное распределение частиц по размерам обычно выражается логарифмически, уравнение (X.59) может быть решено традиционно путем построения кривой распределения частиц по размеру на логарифмическовероятностном графике в сочетании с функцией $AEE'/2\pi\mu Q$ и затем численно проинтегрировано.

Турбулентность, вихревая диффузия и повторное увлечение частиц. В последние годы в уравнение Дойча был внесен ряд изменений для учета турбулентности, вихревой диффузии и повторного увлечения частиц. Эти изменения были проанализированы Робинсоном [691, 597], который также участвовал в изучении этой проблемы. Фридландер был первым, кто, пытаясь преобразовать уравнение Дойча, вывел уравнение, в котором рассматривались одновременно вихревая диффузия и движение под воздействием внешнего силового поля [276]. В данном случае Фридландер предполагал, что поток частиц, перпендикулярный стенке электрофилтра P_f [в г/(м²·с)], выражается уравнением:

$$P_f(x) = D_{вд}(dc/dr) + \omega c \quad (X.60)$$

где x — расстояние вдоль электрофилтра; $D_{вд}$ — коэффициент вихревой диффузии; c — концентрация частиц, г/м³; r — расстояние от центрального электрода перпендикулярно осадительной поверхности.

Если поверхности стенки электрофилтра принимается без ламинарного пограничного слоя и концентрация частиц и скорость газа у стенки равны нулю, а увеличиваются в направлении к центру, то можно показать, что скорость миграции ω можно заменить эффективным значением ω' , причем зависимость между ними выражается уравнением:

$$\omega' = \frac{\omega}{1 - \exp(-2\omega/\kappa v)} \quad (X.61)$$

где κ — коэффициент сопротивления Д'Арси [уравнение (VIII.7)]; v — средняя скорость газа в коробе.

При турбулентном потоке ω увеличивается вместе с v для данной геометрии, поэтому повышение скорости газа сопровождается ростом эффективной скорости миграции. Это подтверждается практически, так как пока не достигнуты скорости, наблюдается повторное увлечение частиц. Говоря проще, турбулентная диффузия, увеличиваясь со скоростью газа, усиливает электростатическую миграцию частиц.

Подходя иначе к решению данной проблемы, Уилльямс и Джексон [945] предполагают, что происходит повторное смещение неосажденных частиц вследствие вихревой диффузии в турбулентном ядре газового потока. В остальном их предположения совпадают с предположениями Дойча. По существу дифференциальное уравнение, описывающее диффузию [уравнение (III.1)], применяется с включением дополнительных членов, характеризующих наложение дрейфа частиц под воздействием электростатической силы. Уравнение преобразовано с помощью двух безразмерных параметров: τ , выражающего длину пути в электрофилт্রে (x) через расстояние между проволоочным электродом и пластиной (L), и φ — скорость дрейфа (ω), выраженную через скорость потока (v_{cp}):

$$\tau = \frac{x}{L} \left[4(N+1)^2 \frac{D_t}{v_{cp}L} \right] \div 7,41 \frac{x}{L} \quad (X.62a)$$

$$\varphi = \frac{\omega}{v_{cp}} \left[2(N+1) \frac{D_t}{v_{cp}L} \right]^{-1} \div 5,67 \frac{\omega}{v_{cp}} \quad (X.62b)$$

где N — число точек в электрофилт্রে, для которых произведен расчет.

При скоростях, которые обычно используются для электростатического осаждения, коэффициент вихревой диффузии находится в прямопропорциональной зависимости к скорости потока, поэтому отношение $D/(v_{cp}L) = 0,0042$ при скоростном коэффициенте сопротивления Фэннинга, равном 0,0035*.

Уравнение было решено численно в 20 точках по электрофилт্রে ($N=20$) с использованием цифровой вычислительной машины; полученное решение изображено в виде диаграммы к.п.д. электрофилт্রে через параметры τ и φ (Приложение, см. с. 574). Постоянные в уравнении (X.62) основаны на этом расчете.

На экспериментальной установке электрофилт্রে были получены отличные результаты, свидетельствующие о соответствии между экспериментальными значениями к.п.д. и прогнозируемыми.

Попытка отражения явлений турбулентности в уравнение к.п.д. электрофилт্রে была также предпринята Инушкиным и Авербухом [388, 389] (по сообщению Робинсона [692, 697]). Эти исследователи применяли электрофилтр с увлажненной стенкой, исключая повторное увлечение частиц, и измеряли к.п.д. трубки для различных чисел Рейнольдса, изменяющихся в пределах от значений в области линии тока до $Re=20\,000$. Так как число Рейнольдса для потока газа увеличивается при наличии турбулентности ($Re>2000$), возрастает и вклад турбулентного осаждения в скорость миграции ω_t . В этом случае член, характеризующий эф-

фективную скорость миграции ω' , представляет собой сумму скоростей обычной электростатической миграции и турбулентной, а показательная зависимость к.п.д. может быть записана как

$$\eta = 1 - \exp \{ -\chi (\omega + \omega_t) A/Q \} \quad (X.63)$$

где $\chi = C_w/C$ — член учитывающий распределение частиц.

Робинсон [691, 692] продолжил преобразование данного уравнения для учета повторного увлечения частиц. Его вариант уравнения основан на предположениях, сделанных Инушкиным и Авербухом в отношении инерционного прохождения граничного слоя и турбулентного перераспределения частиц, но без указаний точных поперечных профилей концентрации. Это уравнение имеет вид

$$\eta = 1 - \left[1 - \frac{\beta}{1-\alpha} \right] \exp \{ -\chi (1-\alpha) (\omega + \omega_t) A/Q \} \frac{\beta}{1-\alpha} \quad (X.64)$$

В этом уравнении α и β представляют собой параметры, отражающие повторное увлечение и характеризующие две фракции частиц: одну, имеющую отличную от нуля вероятность перманентного захвата и вторую, имеющую нулевую вероятность [692]. С практической точки зрения α является коэффициентом эрозии (безразмерным), представляя собой массу пыли, подвергшейся эрозии, на единицу массы и осажденную в результате инерционного столкновения (см. стр. 215). Тогда β — коэффициент эрозии (безразмерный) — представляет собой массу «проблемной» пыли, подвергшейся эрозии, на единицу массы всей осажденной пыли, т. е. с очень высокой концентрацией пыли. Ввиду того, что суммарная эрозия не может быть больше, чем поток осаждающейся пыли, условия эрозии ограничены: $0 \leq (\alpha + \beta) \leq 1$.

Без повторного увлечения частиц $\alpha = \beta = 0$, и уравнение Робинсона (X.64) становится аналогичным уравнению (X.63). С другой стороны, когда электрофилтр функционирует как агломератор с полным повторным увлечением частиц (например, при работе с газовой сажой), $\alpha + \beta = 1$, и по уравнению (X.64) получают к.п.д., равный нулю.

Наиболее широко к изучению проблемы к.п.д. электрофилт্রে подошел Куперман [172—174], который учитывал вихревую диффузию, электростатическую миграцию и повторное увлечение частиц. Как положительный, так и отрицательный перенос частиц в турбулентном потоке является теоретически обоснованным, но при наличии турбулентного граничного слоя инжекция частиц сквозь ламинарный слой не может быть использована для объяснения увеличения осаждения при росте числа Рейнольдса. Вместо этого, как отмечал Фридландер, считают, что положительная диффузия способствует миграции частицы из области повышенной

* $D = 0,071 v_{cp} L$ — скоростной коэффициент сопротивления Фэннинга

концентрации (со стенки) в область пониженной концентрации (рядом со стенкой), где по условиям увлечения частиц существуют заданные градиенты концентрации.

При интенсивном повторном увлечении частиц около стенки образуется густое облако, и результирующий перенос частиц диффузией будет отрицательным. При низком коэффициенте диффузии поток газа — почти ламинарный, а к. п. д. не является экспоненциальной величиной. При больших коэффициентах диффузии к. п. д. представляет собой экспоненциально зависимую величину, но при этом показатель отличается от показателя в уравнении Дойча.

До сих пор Куперман еще не получил абсолютных численных решений, потому что при оценке повторного увлечения частиц были получены нереальные значения к. п. д., тогда как эмпирический выбор параметров повторного увлечения частиц может привести к желанным значениям к. п. д. улавливания. Однако дальнейшие исследования продолжаются [697].

Иначе к решению проблемы подошел Хигнетт [367]; он суммировал радиально электростатические и (принятые постоянными) турбулентные силы. Основанные на этом численные решения привели его к заключению, что при размере частиц более 10 мкм можно пренебречь воздействием турбулентности на движение частиц в электрофилт্রে. Если диаметр частиц менее 10 мкм, турбулентность воздействует на их движение и как следствие — на приобретаемый частицами заряд (так как эти частицы могут быть унесены турбулентным потоком к коронирующему электроду, где электрическое поле имеет высокую напряженность). Турбулентность оказывает преобладающее влияние на движение частиц, размер которых менее 1 мкм; осаждение этих частиц происходит только в случае их отбрасывания под воздействием турбулентности в ламинарный пограничный слой, примыкающий к осадительному электроду, или если частица забрасывается под действием турбулентности в электрическое поле, имеющее очень высокую напряженность, рядом с коронирующим электродом.

Электрический ветер. Явление электрического ветра, также называемое «корональный ветер», имеет отношение к движению газа, вызванному выталкиванием ионов из области, прилегающей к коронирующему электроду. Несмотря на то что это явление относилось к одному из ранних явлений газового разряда, исследованием которого занимались на протяжении XVIII и XIX в [690], значение его как механизма, способствующего электростатическому осаждению, стало рассматриваться лишь совсем недавно [695]. Робинсон изучал явление электрического ветра на модели электрофилтра с положительной короной, используя вводимый гелий в качестве индикатора. Гелий рассеивался, двигаясь по направлению к стенке электрофилтра, и обозначал результирующий газовый поток от проволочного электрода к стенке электрофилтра. Робинсон [697] доказал, что дополнительная скорость дрейфа,

обусловленная воздействием электрического ветра (ω_{EW}), может быть рассчитана по формуле:

$$\omega_{EW} = K_1 (i/\rho u_i)^{1/2} \quad (X.65)$$

где K_1 — системная постоянная, являющаяся функцией геометрии; i — ток; u_i — подвижность ионов; ρ — плотность газа.

Эта дополнительная величина, обусловленная воздействием электрического ветра на эффективную скорость миграции ω' , может быть подсчитана путем сложения скоростей электрического ветра и миграции из уравнения Дойча [697]:

$$\omega' = \omega_{EW} + \omega \quad (X.66)$$

Содействие, оказываемое электрическим ветром, представляет собой важный эффект второго порядка, который должен учитываться в любом обширном исследовании свойств электрофилтра. Например, при рассмотрении вопроса о накоплении золы, которое наблюдается на проволочных коронирующих электродах электрофилтра и для устранения которой необходимо устанавливать специальное устройство стряхивания, Шейл предполагает, что это осаждение в значительной степени обусловлено воздействием электрического ветра, создаваемого ионами газа с полярностью, противоположной полярности коронирующего электрода. Эти ионы образуются под влиянием короны, являясь одновременно частью ее.

6. ВТОРИЧНЫЕ ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ОСАЖДЕНИЕ ЧАСТИЦ. УДЕЛЬНОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПЫЛИ

В предыдущих разделах рассматривали удаление частиц и капель из потоков газа с помощью электростатических сил. Однако практическая эффективность электрофилтра зависит от ряда вторичных факторов, определяемых поведением пыли при попадании ее на осадительные электроды и при ее удалении с этих электродов. Эти факторы зависят от типа пыли, ее физических свойств — размера частиц и удельного сопротивления — и в определенной степени от общей скорости газа в электрофилт্রে. Они учитываются в эффективной скорости миграции (э.с.м.), которую рассчитывают с помощью к. п. д. электрофилтра [уравнение (X.56)] и удельной площади поверхности осаждения (рассчитанной) на единицу объема.

Наиболее важным из этих факторов является удельное сопротивление частиц, которое определяет возможность применения электростатического осаждения для каждого конкретного случая, связанного с проблемой пылеудаления. Когда частицы или капли попадают на осадительный электрод, они частично разряжаются и прилипают к нему под воздействием молекулярных адгезионных сил типа Лондона-Ван-дер-Ваальса, сил поверхностного натяжения вследствие присутствия влаги и электростатических сил. Степень электростатической адгезии зависит от скорости, с которой

заряд стекает с частиц в заземленный осадительный электрод. Скорость зависит от удельного сопротивления пыли, а оно, в свою очередь, зависит от электропроводности частиц пыли и присутствующей влаги.

Жидкие капли и некоторые металлические и угольные частицы являются очень хорошими проводниками тока, тогда как частицы, извлекаемые из газов большинства промышленных плавильных заводов, содержат металлические оксиды, которые, будучи сухими, представляют собой отличные изоляторы.

В промышленных дымах всегда присутствуют следы загрязнений, а также влага. Поэтому при достаточно низкой температуре в дыме будет содержаться достаточно влаги для образования проводящего легкого тумана.

Удельное сопротивление пыли, осаждаемой в электрофильтрах, лежит в пределах от 10^{-5} Ом·м (для газовой сажи) до 10^{12} Ом·м (для сухой известняковой пыли) при 90°C [794]. Для наиболее эффективной работы удельное сопротивление пыли должно составлять от 10^2 до $5 \cdot 10^8$ Ом·м. Если частицы обладают малым удельным сопротивлением (например газовая сажа), они быстро разряжаются, касаясь заземленного электрода. Поскольку молекулярные силы и силы поверхностного натяжения недостаточны для удержания частиц сажи на осадительном электроде, эти частицы повторно увлекаются в газовый поток. Угольные частицы в дымовых газах имеют тенденцию «проскакивать» или «проползать» сквозь электрофильтр, если электроды выполнены в виде плоских пластин, и для предотвращения этого не предусмотрены никакие меры.

В случае использования электрофильтров по очистке воздуха в жилых помещениях осадительные пластины обычно покрывают липким растворимым маслом, что предотвращает повторное увлечение частиц. Пыль из атмосферы накапливается в небольших количествах и едва покрывает пластины к тому времени, когда масло смывают и заменяют новым, что практикуется с периодичностью 1—6 недель.

Если частицы обладают очень высоким удельным сопротивлением (более $5 \cdot 10^8$ Ом·м), скорость разряда из слоя осажженных частиц очень мала; разряд на осажженных частицах возрастает до тех пор, пока не происходит электрического пробоя газов слоя пыли. Такое явление носит название «обратная ионизация», или «обратная корона». Теория обратной короны широко рассматривалась Робинсоном [697] и Бемом [96].

Происходит образование некоторого количества ионов с полярностью, противоположной полярности заряда на пыли, и эти ионы мигрируют обратно к коронирующему электроду. Их заряд ослабевает в зоне зарядки и нейтрализуется на заряженных частицах. Для решения этой проблемы необходимо предусмотреть больше времени для стекания заряда слоя пыли. Это осуществ-

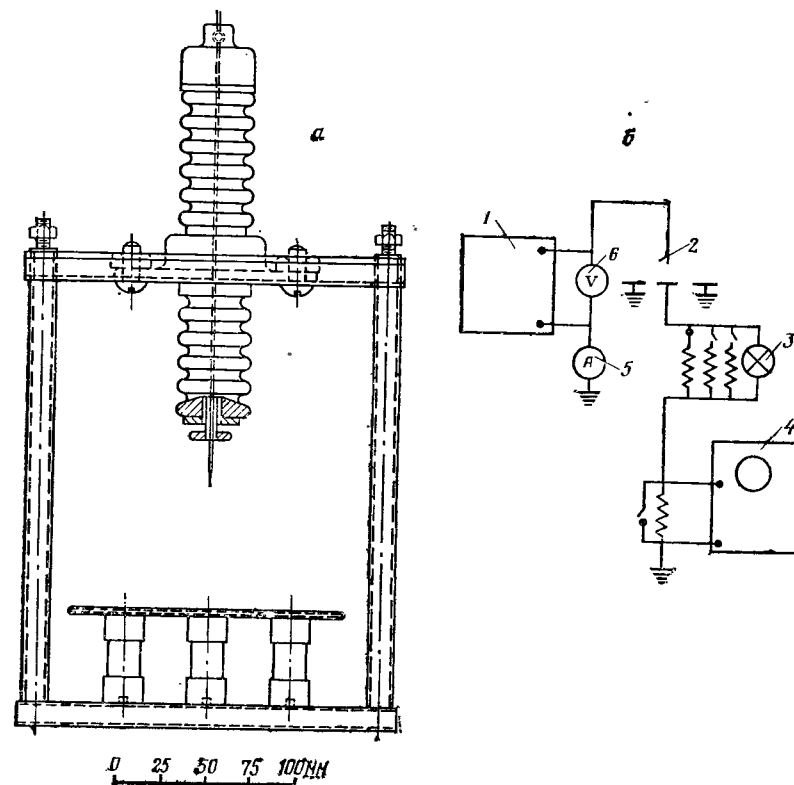


Рис. X-8. Камера типа «острие — пластина» для измерения удельного сопротивления пыли [929]:

а — схема камеры; б — принципиальная схема установки; 1 — высоковольтный выпрямитель 0,20 кВ; 2 — прибор для измерения удельного сопротивления типа «острие — пластина»; 3 — электромотор; 4 — осциллограф; 5 — миллиамперметр; 6 — вольтметр.

ляют путем временного понижения тока электрофильтра, что приводит соответственно к временному снижению его к.п.д.

Если удельное сопротивление осажженной пыли в 10^2 — 10^8 Ом·м, такие проблемы не возникают. Для изучения условий, при которых удельное сопротивление осажженной пыли находится в указанных пределах, были сделаны многочисленные измерения удельного сопротивления осажженной пыли [790, 794, 929]. Для этой цели использовали лабораторную камеру типа «острие — пластина» (рис. X-8). Для этой системы «острие — пластина» было разработано два варианта установки. Первый вариант предусматривает циклонный коллектор, в котором воронка представляет собой измерительную камеру [145, 146]. В этой камере центральный стержневой электрод с изменяющимся потенциалом помещен внутри заземленного цилиндра. Для всей установки при-

меняют полимерный изолятор (например, тефлон), ее помещают в воздушный термостат. Несмотря на то, что эта система проста в обращении, в ней нельзя собрать образец пыли, характерный для работы электрофильтра.

В другой системе используется электрофильтр, в котором заземленный электрод состоит из зацепляемых зубцов двух гребенок, не касающихся друг друга. Высоковольтные электроды представляют собой ленты, прикрепленные к проводам снаружи гребенок. Когда пыль соберется на заземленных электродах, она заполняет зазоры между зубцами, и гребенки могут использоваться как электроды электрометра. Всю систему также помещают в термостат, что позволяет производить измерения по всему диапазону температур и составов газа с использованием тех же самых или различных образцов пыли [235].

На рис. X-8 показан один тип лабораторной камеры. Эта камера смонтирована в печи, оснащенной электронагревателем и термостатом, в которой можно повышать температуру до 315—370 °С. Для измерений обычно используется слой частиц толщиной в несколько миллиметров. Этот слой может быть либо нанесен на пластинчатый электрод вручную, либо осажден на него с помощью короны постоянного тока, образованной на высоковольтном острине. Высоковольтный дисковый электрод опускается на слой пыли для измерения фактически существующего удельного сопротивления.

В другом типе камеры можно регулировать как температуру, так и влажность, причем влажность может изменяться от абсолютного минимума до 30 или 40% (об.). Высокая влажность возможна, конечно, только при температурах выше точки росы.

На рисунке показана принципиальная схема электрических соединений, применяемая для указанных камер. Электрометр имеет чувствительность до 10^{-12} А, что позволяет производить измерения удельных сопротивлений вплоть до 10^{13} Ом·м. В промышленных условиях удельные сопротивления частиц могут измеряться с помощью компактных легких приборов, которые аналогичны лабораторным приборам. В тех случаях, когда газы обладают высокими скоростями, прибор защищают экраном от прямого динамического воздействия газа. По другой схеме газ можно отводить из дымохода через боковую камеру, тогда его удельное сопротивление можно измерять при контролируемых низких скоростях газа.

В результате эксперимента доказано, что удельное сопротивление до некоторой степени зависит от плотности слоя частиц, а также от приложенного напряжения. Влияние плотности в уравнениях расчета удельного сопротивления отражается коэффициентом неопределенности, равном примерно 2.

Приложенное напряжение ограничивается пробоем или искрением через слой частиц. Пробивная прочность слоев частиц обычно колеблется от нескольких тысяч В/м до 1000—20 000 кВ/м, причем последние являются более характерными. Так как ток через слой частиц обычно увеличивается несколько быстрее, чем прикладываемое напряжение, измеренное удельное сопротивление будет меньше при более высоких напряжениях. Поэтому измерение удельного сопротивления обычно проводят при напряжении, близком к пробойному, или, по крайней мере, при значениях, соответствующих напряженности электрического поля порядка нескольких киловольт на сантиметр.

На рис. X-9 показаны кривые, иллюстрирующие экспериментально измеренное удельное сопротивление нескольких видов промышленной пыли с различным содержанием влаги. Из этих графиков видно, что при высоком содержании влаги удельное сопротивление, снижается, особенно при температуре ниже 90 °С, когда обеспечивается проводимость через влагу, окружающую частицы. Кривые достигают максимума между 90 и 180 °С, а затем снижаются вновь. Примерно при 250—300 °С эффект влаги становится пренебрежимо малым. У таких полупроводников, как сульфид свинца проводимость носит электронный характер, тогда как у других (хлорид свинца) — ионный. Во всех случаях сопротивление быстро снижается при повышении температуры.

Удельное сопротивление летучей золы с низким содержанием углерода и шлака с высоким содержанием углерода при производстве синтетического газа исследовали Шейл и др. [761] при температурах, превышающих температуры, применяемые в промышленных электрофильтрах [790, 794, 929]. Результаты этого исследования приведены на рис. X-10.

Удельное сопротивление золы с низким содержанием углерода равно 10^{11} Ом·м при 38 °С, при 120 °С оно достигает максимума, а затем снижается примерно до 10^5 Ом·м при 815 °С. С другой стороны удельное сопротивление золы с высоким содержанием углерода $5 \cdot 10^3$ Ом·м при 38 °С плавно возрастает при повышении температуры до 375 °С, а затем резко при 480 °С. Затем оно снижается примерно до 10^5 Ом·м при 850 °С.

Высокая электропроводность при температурах ниже 375 °С объясняется присутствием графитизированного углерода, который является хорошим проводником; при повышении температуры этот материал окисляется и сопротивление заметно повышается. При еще более высоких температурах происходит снижение сопротивления, так как оно становится функцией электронной проводимости.

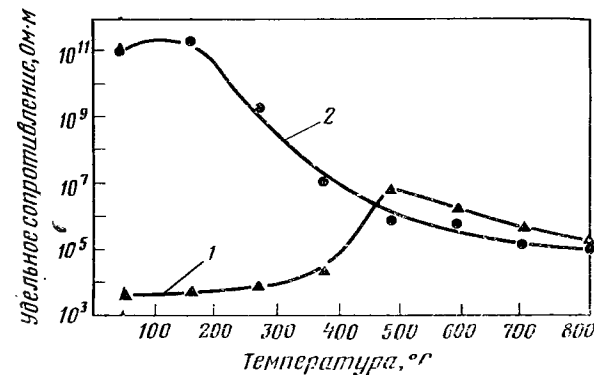


Рис. X-9. Функциональная зависимость электрического удельного сопротивления золы с высоким (1) и низким (2) содержанием углерода от температуры.

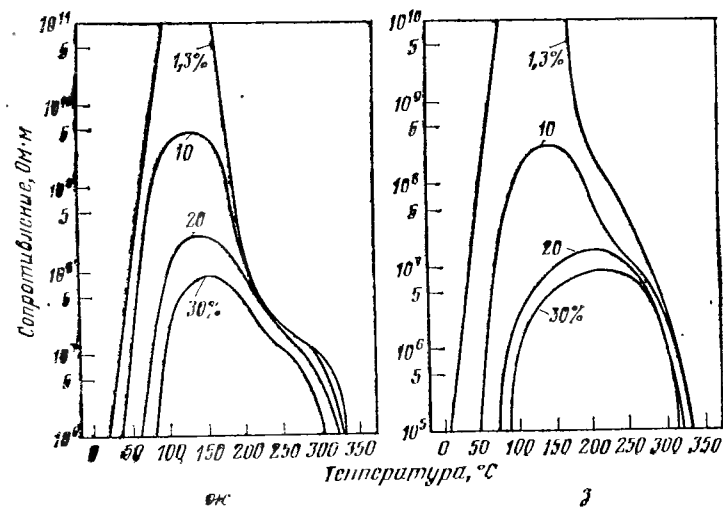
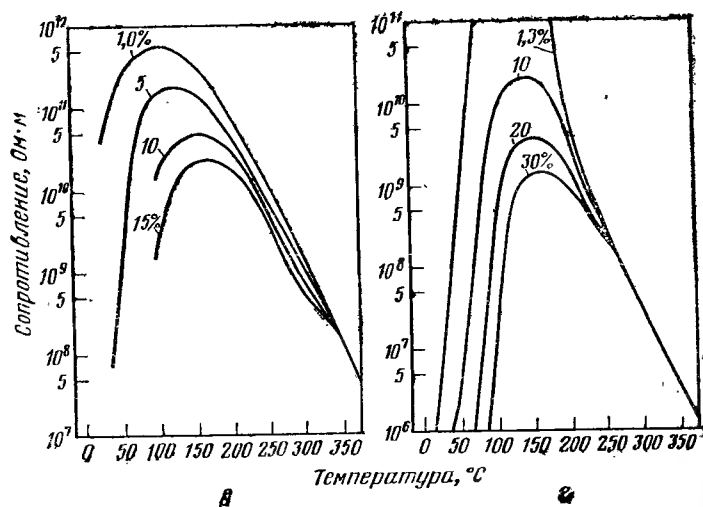
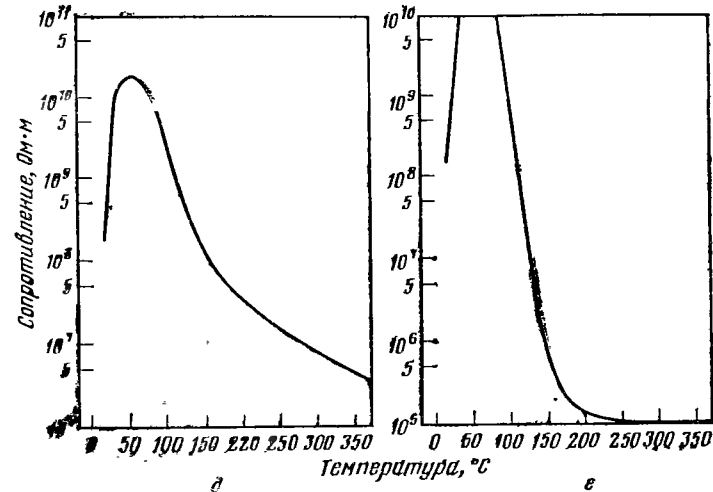
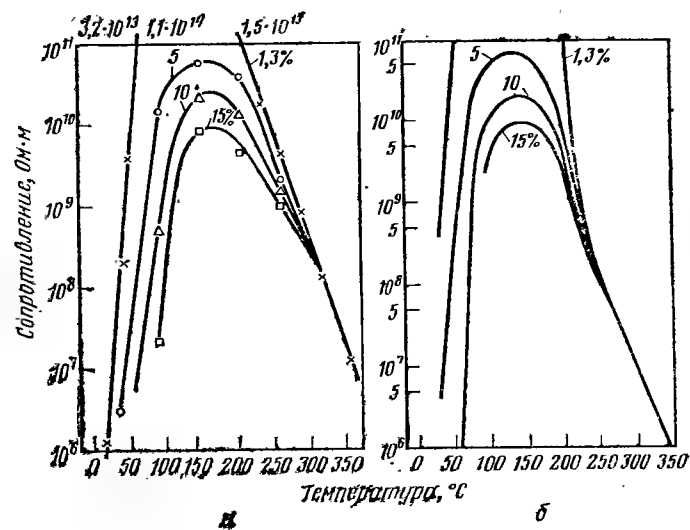


Рис. X-10. Кажущееся удельное сопротивление различных пылей [794]:

а — порошкообразного известняка, используемого при производстве портланд-цемента (при влажности 1,3; 5; 10 и 15%); б — паров, содержащих около 3% цинка и в основном сульфат свинца (при влажности 1,3; 5; 10 и 15%); в — паров свинца, содержащих около 13% цинка (при влажности 1,0; 5; 10 и 15%); г — паров, содержащих около 20% цинка и в основном

сульфат свинца (при влажности 1,3; 10; 20 и 30%); д — паров, содержащих около 40% цинка при влажности 1,3%; е — паров, содержащих около 50% цинка при влажности 1,3%; ж — дыма, выделяющегося из мартеновской печи (при влажности 1,3; 10; 20 и 30%); з — то же, что и в ж, но для другой мартеновской печи (при тех же значениях влажности).

Снижение удельного сопротивления выражается следующей формулой [794]:

$$r = ae^{b/T} \quad (X.67)$$

где a и b — постоянные, определяемые опытным путем.

Исключением для данного поведения частиц (даже при температурах окружающей среды) является поведение порошкообразной серы. Она представляет собой гидрофобное вещество, которое сохраняет свойства идеального изолятора.

Воздействие влаги в газе на удельное сопротивление может быть оценено по эмпирическому уравнению типа, предложенного Масудой [558]:

$$r_{\text{вл}} = r_{\text{сух}} \exp(T_{\text{тр}} a_1 e^{b_1 T}) \quad (\text{X.68})$$

где $r_{\text{вл}}$ и $r_{\text{сух}}$ — удельное сопротивление соответственно влажного и сухого осадка; $T_{\text{тр}}$ — точка росы газа, °C; T — фактическая температура газа, °C.

Маартман [541] доказал, что предсказания, основанные на данном уравнении, дают надежные максимальные значения удельных сопротивлений летучей золы (примерно при 50 °C), но имеют тенденцию к недооценке удельного сопротивления при более высоких температурах (200 °C).

В тех случаях, когда возникают большие трудности в осаждении некоторых видов пыли и летучей золы, в газы могут быть добавлены влага, SO_3 , SO_2 и NH_3 для повышения эффективности осаждения. Для повышения эффективной скорости миграции цементной пыли от 35 до 50 мм/с при 220 °C использовали SO_2 ; удельное сопротивление при этом снижалось до 10^9 Ом·м [453]. Химическое кондиционирование угля с низким содержанием золы (например, уголь, добываемый на угольных месторождениях Шотландии и сжигаемый в Кинкардине, или добываемый на угольных месторождениях в Новом Южном Уэльсе) позволило эффективно повысить к. п. д. электрофильтра.

В Кинкардине [145, 199], где содержание серы в угле составляет 0,47%, применяется непрерывное дозирование SO_3 в количестве 7—10 млн⁻¹ (25—35 мг/м³). В условиях испытаний к. п. д. повышается с 94 до 99,3%. Содержание SO_3 в дымовых газах на выходе из электрофильтра составляет приблизительно 1,3 млн⁻¹ (5 мг/м³), т. е. столько же, что и в отсутствие кондиционирующего реагента. Когда количество вводимого SO_3 равно или меньше 10 млн⁻¹, то с точки зрения экономичности это равноценно увеличению размера электрофильтра. Система дозирования SO_3 , описанная в Англ. пат. № 933, 286, состоит из баков SO_3 , подогреваемых для предотвращения затвердевания и образования полимеров, регулятора расхода, испарителя, системы подачи воздуха и диспергатора [146].

Кондиционирование с помощью SO_3 (20 млн⁻¹) было опробовано также в Таллаварра (содержание серы в угле 0,4%), что повысило к. п. д. от 80 до 99% [4,8 г/м³—0,23 г/м³]. Однако, поскольку в Австралии нет промышленного производства SO_3 , от этой методики пришлось отказаться [909]. Отмечался также тот факт, что летучая зола, образующаяся при сгорании угля из месторождений Нового Южного Уэльса, имеет кислотный характер (рН = 3,5—4), что, вероятно, объясняет применение больших количеств реагента.

Сделана также попытка вводить серную кислоту перед экономайзером, где по расчетам должна произойти ее диссоциация на SO_3 и H_2O . Несмотря на то, что этот метод оказался неудачным

для Таллаварра, он был успешно применен [909] на электростанции в Пирмонте (содержание серы в угле — 0,38%). На электростанциях, расположенных на севере Нового Южного Уэльса, осажденная зола имеет рН = 11. Ожидают, что применение на этих станциях SO_3 для кондиционирования должно иметь гораздо больший эффект.

Введение аммиака (15—20 млн⁻¹) применялось в Таллаварра и привело к повышению к. п. д. с 85 до 98% при площади осаждения равной 60 м² на 1 м³/с (135 °C). Последующие исследования на электрофильтре в Таллаварра, показали, что введение 17 млн⁻¹ аммиака повышает к. п. д. с 80 до 96%. Указанный метод способствовал также уменьшению обратной короны — явления, очень характерного для летучей золы на электростанциях в Новом Южном Уэльсе, но измеренное удельное сопротивление пыли продолжало оставаться в пределах от 10^{11} до 10^{12} Ом·м. Предполагают, что аммиак в первую очередь будет влиять на характеристику газа (уменьшая обратную корону), чем на характеристику осажденной летучей золы [909].

Метод введения аммиака применяли также для улучшения к. п. д. электрофильтров, установленных на котлах, работающих на угле с высоким содержанием серы (2,5—3,5%) при температуре отходящих газов 130 °C (последняя представляет собой точку росы газов на электростанциях Колберт и Уидоуз Крин в системе Управления долины Теннесси) [679]. В данном случае некондиционированные газы создают вокруг частиц летучей золы в газе оболочку из проводящей серной кислоты; частицы больше не удерживают статического заряда, который необходим для эффективного действия электростатического поля. Введение аммиака нейтрализует кислоту, но для полной нейтрализации требуется введение 60 млн⁻¹ аммиака, что увеличило бы расходы до 160 000 долларов в год (в 1968 г.) на два котла. Однако введение 15 млн⁻¹ аммиака позволило достичь эффективного к. п. д. электрофильтра 90%, и с учетом экономических преимуществ, полученных вследствие уменьшения коррозии в воздухоподогревателях и дымососах, расходы, связанные с применением аммиака, стали приемлемыми [679].

Примером эффективного повышения к. п. д. электрофильтра может служить метод введения аммиака в газы, переносящие катализатор в виде порошкообразного силиката алюминия, на входе в электрофильтр после крекинга нефти. Удельное сопротивление газов было снижено от $5 \cdot 10^9$ до $5 \cdot 10^8$ Ом·м при повышении к. п. д. от 96 до 99,8% [929].

Кондиционирование водой применяли в случаях, когда уголь был достаточно сухим и содержал очень мало серы. Воду добавляли из расчета 18—16 г/м³ газа, к. п. д. электрофильтра повышался от 89 до 97%. Если такое количество воды вводить в виде водяного пара, то это отражается на экономичности котла; но если его вводить в виде водяных капель, то из-за дополнитель-

ного времени, затрачиваемого на испарение, возникает необходимость расширения установки электрофильтра, а осаждение воды вызывает коррозию [145]. С другой стороны, если уголь характеризуется низким содержанием серы но большим содержанием воды (например, бурый уголь в Яллоурне, Австралия), не возникает трудностей при его осаждении в электрофильтре.

Спраулл и Накада [794] предложили уравнение для оценки нарастания потенциала в слое пыли, рассматривая его как конденсатор и допуская, что между прибытием новых заряженных частиц пыли и стеканием заряда в землю устанавливается равновесие

$$V_d = r\chi\varphi \left(1 - \frac{r\epsilon}{36 \cdot 10^9 \pi t}\right) \quad (X.69)$$

где V_d — разность потенциалов между границами слоя пыли; χ — толщина слоя пыли, м; r — удельное сопротивление, Ом·м; φ — плотность тока, А/м²; ϵ — диэлектрическая проницаемость (безразмерная величина).

Если r невелика (менее 10^{11}), уравнение (X.69) упрощается

$$V_d = r\chi\varphi \quad (X.70)$$

Фактическая сила притяжения F частицы к осадительному электроду может быть определена из уравнения:

$$F = d^2 (KV_d/r - V_d^2/32) \quad (X.71)$$

где K — константа.

Первый член в круглых скобках представляет собой силу притяжения, обусловленную зарядом частицы, а второй член — индуцированную потенциальную силу отталкивания. При низком удельном сопротивлении пыли сила отталкивания может быть больше силы притяжения. Молекулярные силы и силы поверхностного натяжения все еще продолжают действовать, удерживая частицы. Если пренебречь силами поверхностного натяжения, как обычно поступают при рассмотрении случаев с высокими температурами, частица удерживается одними только молекулярными силами, которые изменяются прямо пропорционально диаметру частицы. Таким образом, большие частицы с большей вероятностью покидают электрод, чем маленькие [сила отталкивания изменяется как $(V_d d)^2$] [531]. Подобная зависимость требует более точного подтверждения.

7. ЭФФЕКТИВНАЯ СКОРОСТЬ МИГРАЦИИ (Э.С.М.)

Кажущаяся скорость миграции частиц в электрофильтре, рассчитанная по площади осадительного электрода, расходу газа и измеренному к. п. д. осаждения [уравнение (X.56)], называется эффективной скоростью миграции. Она включает воздействие таких факторов, как удельное сопротивление частиц и потери за счет увлечения во время стряхивания.

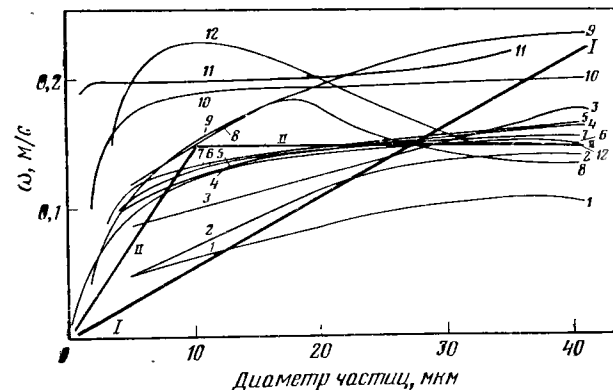


Рис. X-11. Функциональная зависимость эффективных скоростей миграции от размера частиц для уноса котельной, катализаторной, цементной и угольной пыли [355]:

1 — теоретическая кривая зависимости $E = \sqrt{4\epsilon U_i} = 130$ кВ/м; II — предпологаемая средняя кривая для средних условий; 1—3, 6—10, 12 — для электрофильтров котельной пыли; 4 — для электрофильтра катализаторной пыли; 5 — для электрофильтра цементной пыли; 11 — для электрофильтра угольной пыли (ω — скорость миграции).

Ранние исследователи (такие как Миэрдэль [571]) обнаружили, что эффективная скорость миграции, полученная для цементной пыли и пыли бурового угля, соответствует скорости миграции, рассчитанной по уравнению (X.44). Аналогично этому, обширные экспериментальные исследования по летучей золе [867], коллоидной, катализаторной и цементной пылям [355], проведенные позднее другими авторами, свидетельствуют о допустимом соответствии между теоретическими и экспериментальными скоростями миграции. В первую очередь это относится к частицам размером более 20 мкм. Однако все эти значения были получены в ограниченном диапазоне скоростей потоков газа: 1—2 м/с. Хейнрик [355], изучавший влияние размера частиц на эффективную скорость миграции (рис. X-11), обнаружил, что для частиц размером менее 15 мкм скорости, определяемые теоретическим путем, имеют гораздо меньшие значения, чем скорости, полученные в результате экспериментов.

Хотя теоретические уравнения (X.43) и (X.44) указывают на то, что скорость миграции не должна зависеть от скорости газового потока, экспериментально было доказано, что по отношению к эффективной скорости миграции это предположение не соблюдается [144, 195, 355, 356].

В соответствии с этим Далмон [195] определил максимальное значение эффективной скорости миграции для скоростей газовых потоков в диапазоне от 2 до 2,2 м/с, тогда как Басби и Дарби [144] определили максимум при 5—6 м/с. Даже Калашников в 1934 г. [420] наблюдал незначительный максимум, хотя он приписывал его экспериментальной погрешности. Далмон исследовал

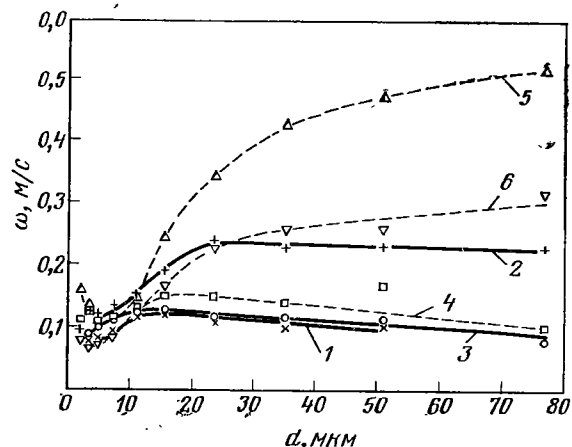


Рис. X-12. Зависимость эффективной скорости миграции от диаметра частицы при различных скоростях и использовании разных электродов в опытной установке [195]:

1, 2, 3 — для плоского электрода при ω соответственно 0,9; 1,9 и 3,1 м/с; 4, 5, 6 — для тюльпанного электрода при ω соответственно 0,9; 1,8 и 3,2 м/с.

зависимость между эффективной скоростью миграции и скоростью газового потока для различных электродов (тюльпанового и плоского пластинчатого), обнаруженная зависимость показана на рис. X-12 для опытных установок и на рис. X-13 для промышленной установки (желобковые и шестигранные трубчатые электроды).

Для решения проблемы установленной зависимости в практических расчетах конструкции Коглин [451] предложил эмпирическое преобразование эффективной скорости миграции ω'' , которое он успешно применял для осадительных электродов карманного пластинчатого типа. Преобразованная эффективная скорость миграции, являющаяся также и максимальной $\omega''_{\max}$, может быть рас-

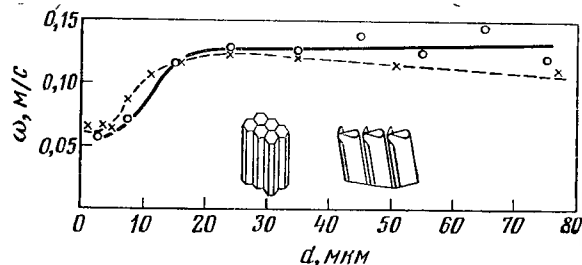


Рис. X-13. Зависимость эффективной скорости миграции от диаметра частицы при использовании трубчатых и желобковых электродов в промышленной установке: сплошная кривая характеризует трубчатый электрод при скорости газа 1,6 м/с, используемый на электростанции Брайтона; пунктирная кривая — желобковый осадительный электрод при 2,6 м/с (электростанция Уиллингтона).

считана по экспериментальной эффективной скорости миграции при определенной скорости газового потока v (м/с):

$$\omega''_{\max} = (50\omega' + v^2)/200v^2 \quad (X.72)$$

К. п. д. электрофильтра при любой скорости v может быть определен из следующего уравнения:

$$\eta_T = 1 - \exp \left[\frac{-\sqrt{(200\omega''_{\max} - v)x}}{50L} \right] \quad (X.73)$$

где x — длина поля, м; L — расстояние между проволочным электродом и пластиной, м.

Коглин исследовал также влияние концентраций пыли в сухих системах [452, 454] и при осаждении пыли и тумана в мокрых электрофильтрах [453]. Он обнаружил, что как в мокрых, так и в сухих системах концентрация пыли не оказывает воздействия на к. п. д. осаждения в пределах концентрации от 2,0 до 34 г/м³ для многих видов пыли (например, оксид меди, шлаковая пыль, летучая зола от каменного и бурого углей). К. п. д. электрофильтра, выраженный через преобразованную скорость миграции ω'' , был определен из следующего уравнения:

$$\eta = 1 - \exp \{25vL/\omega''x - 10\} \quad (X.74)$$

где $\omega'' = (2,5\omega' + 0,1v)^2$; ω' — экспериментально определенная скорость эффективной миграции [уравнение (X.56)].

Наиболее экономичная скорость газового потока для работы электрофильтра развивается при максимальной эффективной скорости миграции. При этом скорость газового потока (в м/с) можно рассчитать, как

$$v = \sqrt{50\omega''_{\max}} \quad (X.75)$$

Воздействие температуры газа на эффективную скорость миграции весьма сложное, так как оно включает следующие аспекты:

- 1) температурную зависимость короны и характеристики искрового перекрытия в системе;
- 2) температурную зависимость газовой вязкости;
- 3) влияния температуры на удельное сопротивление осажденной пыли.

В результате исследования короны и характеристик искрового перекрытия был сделан вывод (стр. 440), что при повышенных температурах напряженность электрического поля должна быть снижена, а это приводит к снижению скоростей миграции. Вязкость всех газов увеличивается с возрастанием температуры, что также уменьшает скорость миграции частиц. Было также доказано, что при высоких температурах удельное сопротивление обычно уменьшается экспоненциально с дальнейшим повышением температуры [794].

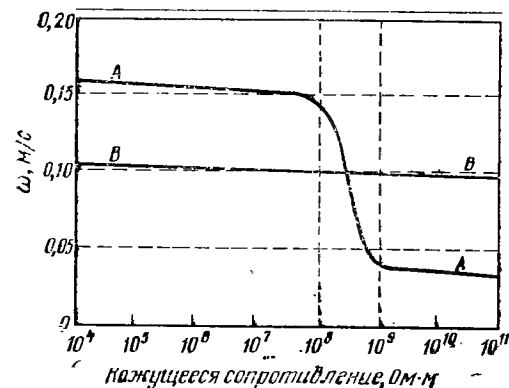


Рис. X-14. Зависимость эффективной скорости миграции от кажущегося удельного сопротивления в одноступенчатом (кривая AA) и двухступенчатом (кривая BB) электрофилт্রে, испытанном при улавливании известковой пыли [790].

На данном этапе еще не предпринимались попытки скомбинировать эти зависимости от температуры члены для получения общей методики

предсказания влияния температуры на эффективную скорость миграции, поэтому в тех случаях, когда будут предприниматься попытки повысить температуру в электрофилт্রে, необходимо провести соответствующие эксперименты [762].

Сложным является также результат взаимного влияния удельного сопротивления пыли и скорости миграции. Так Спраулл [790] обнаружил, что эффективная скорость миграции исследуемой цементной пыли в одноступенчатом электрофилт্রে снизилась от 0,15 до 0,035 м/с при увеличении удельного сопротивления пыли от 10^8 до 10^9 Ом·м (кривая AA на рис. X-14), в то время как в двухступенчатом электрофилт্রে эффективная скорость миграции поддерживалась приблизительно постоянной 0,10 м/с (кривая BB).

Толщина слоя пыли, имеющей высокое удельное сопротивление, также влияет на эффективную скорость миграции. Брандт [115] установил, что при толщине слоя летучей золы 1 мм на осадительном электроде эффективная скорость миграции составляла 0,098 м/с, однако при увеличении слоя до 10 мм она снижалась до 0,058 м/с (рис. X-15).

Влияние изменения удельной подводимой мощности на эффективную скорость миграции выражается в том, что при данном распределении частиц (30% частиц менее 10 мкм), эффективная скорость миграции увеличивается на 50% в результате удвоения мощности (мА/100 мм²) [355]. Одновременно скорость миграции увеличивается для частиц каждого размера прямо пропорционально подводимой мощности.

При постоянной подводимой мощности скорость миграции стремится оставаться постоянной независимо от того, достигается ли это подводом большого тока при низком потенциале или малого тока при высоком потенциале.

Хейнрик [355] систематизировал результаты испытаний, проведенных для ряда электростанций, где были установлены котлы, работающие на сухом пылевидном угле, и электрофилтры с коронирующими электродами различной конфигурации: 4-милли-

метровые квадратные, гофрированные или проволочные, и с осадительными электродами карманного или желобкового типа, отстоящими на расстоянии 0,30—0,32 мм друг от друга. В результате систематизации полученных данных сделаны выводы о существовании прочной взаимосвязи между эффективной скоростью миграции и удельным подводимым током или удельной подводимой мощностью; была также установлена очень слабая зависимость между эффективной скоростью миграции и приложенным высоковольтным напряжением.

8. УДАЛЕНИЕ ОСАЖДЕННОГО ВЕЩЕСТВА

Когда капли тумана осаждаются на осадительном электроде электрофилтра, они сливаются в более крупные и, сбегая по пластинам или трубкам, собираются вниз. Часто электрофилтры, предназначенные для осаждения тумана, дополнительно орошаются потоками жидкости для ускорения процесса удаления капель с пластин. При отложении твердых частиц они могут смываться или соскабливаться с электродов, но чаще они удаляются путем постукивания молотками или при действии вибраторов.

Орошаемые электрофилтры вертикального потока (рис. X-16) широко применяются в химической промышленности для осаждения кислотных и дегтеобразных туманов. Для работы в таких условиях электрофилтры выполняют из неподверженных коррозии материалов, что повышает себестоимость электрофилтров. Расход воды на этих установках обычно довольно высокий. Когда электрофилтр применяется для очистки горячих газов, происходит их охлаждение. При этом из электрофилтра будет выделяться струя холодного газа, который не рассеивается и может создать вокруг предприятия вредные условия, если в газах содержатся нерастворимые токсичные газы или газы с неприятным запахом.

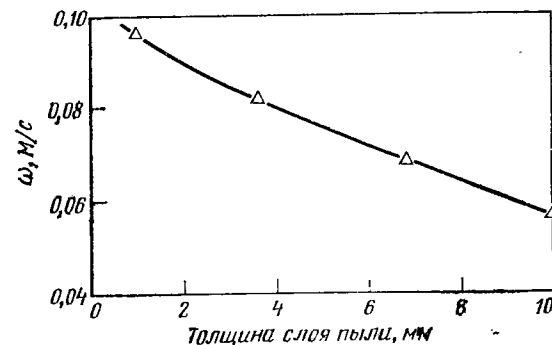


Рис. X-15. Зависимость эффективной скорости миграции от толщины слоя осажденной пыли на плоских электродах (летучая зола) [115].

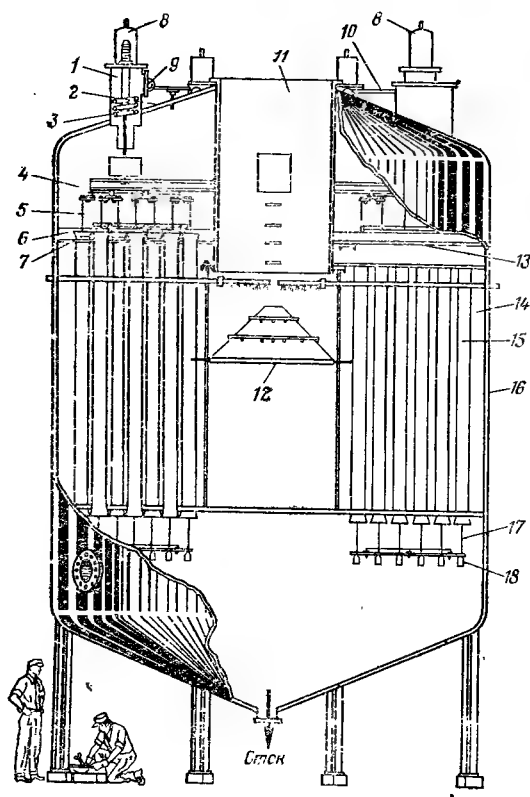


Рис. X-16. Трубчатый орошаемый электрофильтр для вертикального газового потока [1920]:

1 — несущие изоляторы; 2 — верхние сопла периодического впрыска; 3 — паровые змеевики; 4 — высоковольтные несущие рамы; 5, 17 — высоковольтные электроды; 6 — водяные бассейны; 7 — кольца регулируемого водослива; 8 — камеры для высоковольтных изоляторов; 9 — крышки смотровых окон; 10 — магистраль чистого газа; 11 — магистраль грязного газа; 12 — отклоняющий конус газового потока; 13 — коллектор; 14 — входное отверстие для промывки трубок и конуса; 15 — трубки осадительных электродов; 16 — корпус; 18 — груз электрода.

Паркингтон и Лорье — Уолкер [623] описали новый тип горизонтального орошаемого электрофильтра, в котором пластины отстоят на малом расстоянии друг от друга; здесь же использовано непрерывное орошение осадительных электродов, в результате чего конструкция электрофильтра стала компактнее, а эффективная напряженность электрического поля больше при меньшем рабочем напряжении (15 кВ), по сравнению с электрофильтрами обычной конструкции (рабочее напряжение которых составляет 45—60 кВ).

Особый случай аппарата, обладающего многими свойствами орошаемого электрофильтра, представляет собой двухступенчатый электрофильтр с положительной короной, применяемый для очистки воздуха в системах кондиционирования воздуха. На пластины этого электрофильтра нанесен слой растворимого масла, к которому прилипает пыль, и через определенные промежутки времени (2—8 недель) эти пластины промывают для удаления накопившейся пыли, а затем на них вновь наносят новый слой масла.

Если сухой электрофильтр промывают в периоды остановов, необходимо тщательно удалить воду с пластин агрегата, прежде

чем пропускать через него грязные газы. Остающаяся жидкость вместе с частицами может образовать корку, которую трудно удалить без дополнительного останова и промывки.

Процесс удаления накопившейся пыли путем ее соскабливания с электродов во время работы электрофильтра применяется только в тех случаях, когда электроды выполнены из полупроводникового материала (например, бетона, армированного проводящими стержнями). Эти электроды применяются тогда, когда имеется тенденция к разрядке при потенциале, величина которого ниже, чем требуется для эффективного осаждения. Сопротивление электрода должно подавлять разрядку пыли и стабилизировать электрическое поле. Пыль соскабливается путем протаскивания скребковых цепей по электроду, обычно при отключенном потоке газа во избежание повторного увлечения частиц.

Процесс непрерывной очистки электродов щеткой применяется весьма ограниченно, лишь в электрофильтрах со сплошной лентой электродов, работающих при сравнительно низких напряжениях, и щеткой, установленной в основании агрегата [756]. Для электрофильтра промышленного масштаба с большими осадительными пластинами указанный способ оказался неэкономичным и для удаления осажженной пыли применяли метод стряхивания.

Стряхивающие устройства известны трех типов: падающие молоты с кулачковым управлением или нагруженные пружиной молоты; магнитные или пневматические импульсные стряхиватели, управляемые временными выключателями, и электромагнитные вибраторы.

Для встряхивания пластины обычно применяют первые два устройства, изображенные схематически на рис. X-17. В современной практике предпочтение отдают импульсным стряхивателям, так как они лучше приспособлены для изменения режима работы. Высоковольтные электроды стряхиваются механически либо с помощью электромагнитных вибраторов. Необходимо отнестись внимательно к проверке надежности электрической изоляции высоковольтного устройства стряхивания от заземленного корпуса электрофильтра. На рис. X-18 показана типовая схема устройства механического стряхивания для высоковольтных электродов.

Осадительные электродные пластины могут стряхиваться либо по «рядной» (рис. X-17, б), либо по «поперечной» схеме. В «рядном» двухсекционном электрофильтре пластины индивидуально подвешены к несущей балке, а их нижние концы висят между рельсами. Полная панельная секция, состоящая в данном случае из пяти пластин, перемещается в одной и той же плоскости, что позволяет ее выступающей части ударять по жесткой платформе. При обычном альтернативном методе пластины, подвешенные таким образом, ударяют непосредственно молотом. При любом из этих методов расходуется одинаковая энергия, определяемая массой молота (или пластин) и расстоянием, на которое они поднимаются.

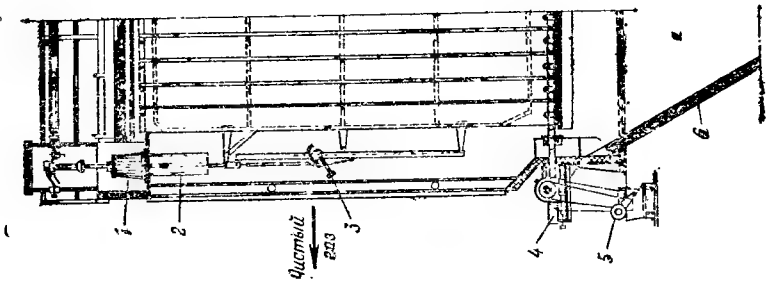
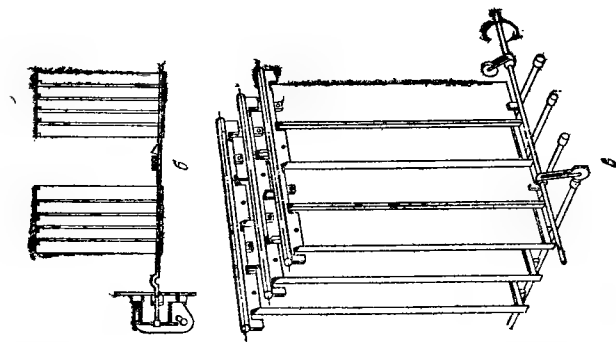
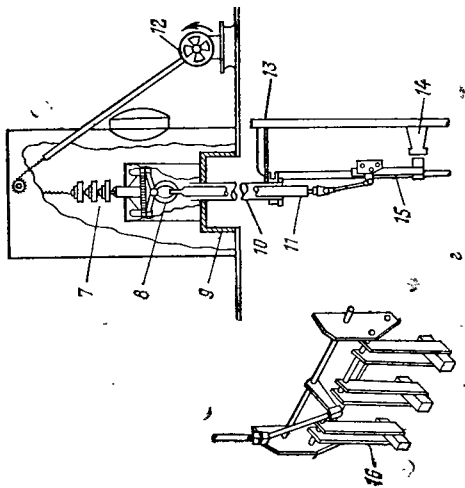


Рис. X-17. Механизмы стряхивания:

а — рядные стряхиватели с молотом и наковальней [377]; б — рядные импульсные стряхиватели (две секции) [520]; в — поперечное стряхивание с использованием молотов [356]; г — стряхиватели для высоковольтных коронирующих электродов [520]; 1 — высоковольтные изоляторы; 2 — стальной кожух; 3 — стряхиватель с молотом и наковальней; 4 — стряхиватели для осадительных электродов; 5 — электропривод с редуктором стряхивающего устройства; 6 — теплоизоляция; 7, 9 — изоляторы; 8 — подвесное и расцепляющее устройство; 10 — направляющая трубка; 11 — тяга исполнительного механизма; 12 — редукторная установка для подъемного механизма; 13 — несущая рама для отрицательных электродов; 14 — наковальня; 15, 16 — молоты.

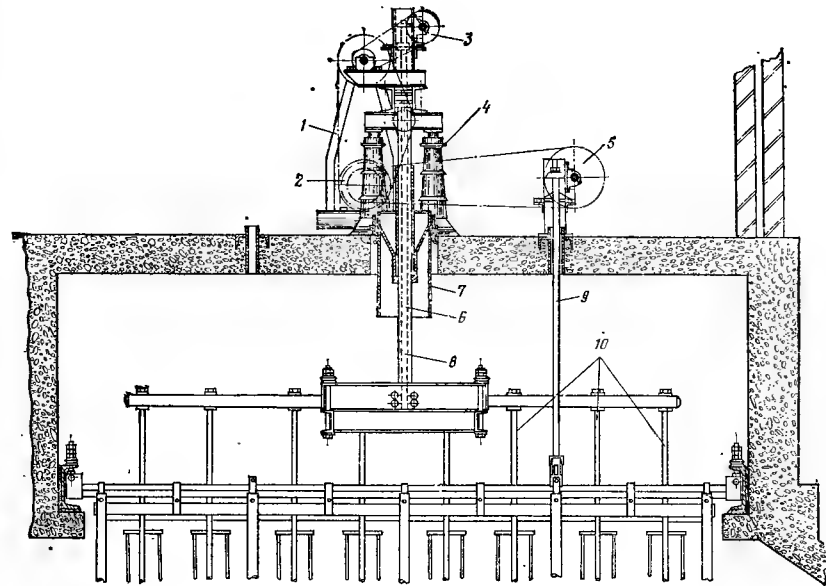


Рис. X-18. Наружная компоновка устройства для одновременного стряхивания коронирующих и осадительных электродов [907]:

1 — привод для стряхивания коронирующих и осадительных электродов; 2 — электропривод и редуктор; 3 — механизм стряхивания коронирующих электродов; 4, 7 — изоляторы; 5 — механизм стряхивания осадительных электродов; 6 — подающий молот для стряхивания коронирующих электродов; 8 — труба для подвески коронирующих электродов; 9 — падающий молот для стряхивания осадительных электродов; 10 — коронирующие электроды.

Сравнительно недавно был разработан метод поперечного стряхивания, при этом слой пыли скорее стряхивается, чем срезается. Преимущество этого метода в том, что при поперечном стряхивании пластинам придается гораздо большее ускорение вибрации, чем при «рядном» стряхивании, благодаря чему метод поперечного стряхивания становится более производительным [115, 356]. Основная частота вибрации пластин зависит от типа и положения подвески, которая представляет собой штифт (рис. X-17, б) или пружины, и от точки на пластинах, по которой ударяет молот. При ударе по пластинам происходит наложение гармоник на основную частоту, что приводит к изменению ускорений в пластине, которая стряхивает пыль. В некоторых случаях [115] эти ускорения были измерены, результаты измерений приведены в табл. X-5.

На основе результатов данного исследования можно сделать заключение, что метод сотрясения пластин путем вибрации не столь удачен, как метод сотрясения их ударами молота ввиду относительно малых ускорений, приобретаемых пластинами при использовании вибратора (см. табл. X-5). Кроме того, во многих случаях при равномерной вибрации пыль может спрессовываться на пластинах, а не стряхиваться.

ТАБЛИЦА X-5

Ускорение (в г) на ударяемых пластинах
во время их стряхивания [115]

Эффект	Удар молота (под прямым углом) массой 2,6 кг			Вибратор (частота 67 Гц, поперечная вибрация)
	по основанию пластины	по центру пластины	рядный по основанию пластин	
Максимальный	9300	65 000	550	590
Минимальный	540	500	64	101
Средний	2950	4 000	215	290

	Удар молота массой 2,6 кг				Вибратор (67 Гц)		
	поперек по основа- нию	поперек по центру	рядно по основанию	рядно по верху	поперек по осно- ванию	рядно по основанию	рядно по верху
	Штифт				Пружины		
Максимальный	2300	232	14 000	92	191	97	91
Минимальный	28	50	16	6	46	79	26
Средний	133	108	58	37	91	90	63

Стряхивание может осуществляться непрерывно или периодически, а продолжительность периодического стряхивания определяется количеством осаждаемой пыли. В обычной практике между операциями стряхивания допускается осаждение материала толщиной 6—12 мм. Если осажденное количество материала будет слишком мало, агломераты вырастут недостаточно для того, чтобы падать в бункер, а будут повторно увлекаться в электрофильтр. Если слой накопившейся пыли слишком большой, также возможно повторное увлечение частиц и факторы удельного сопротивления пыли могут также создавать определенные трудности.

Ввиду того, что в различных секциях электрофильтров пыль накапливается с различной скоростью, стряхиватели должны устанавливаться независимо в контролируемых секциях для того, чтобы в каждой секции до начала стряхивания накапливался оптимальный слой пыли.

На практике установлено, что периодическое стряхивание способно обеспечивать более высокий к. п. д. электрофильтра, чем непрерывное стряхивание [265, 520]. Литтл [520] установил, что в электрофильтре при периодическом стряхивании летучей золы с интервалами 90—120 мин и отключением секции на это время, достигается максимальный к. п. д. равный 95,5%, тогда как при непрерывном стряхивании он составляет 93%.

Если интервал между периодическим стряхиванием свыше 120 мин, происходит снижение к. п. д. Путем дифференцирования силы стряхивания были подобраны более подходящие характери-

стики. Например, первоначально во время стряхивания для ослабления слоя пыли могут использоваться удары умеренной силы, затем более мощные удары, продолжающие усиливаться, для удаления мельчайших частиц.

Практически периодичность стряхивания, обеспечивающая оптимальные рабочие характеристики электрофильтра, для каждого отдельного случая должна устанавливаться опытным путем и зависит от типа электродов, температуры и влажности. Далмон и Лове [195], например, проводя эксперименты на установке с плоскими электродами, установили, что максимальные значения к. п. д. достигаются при интервале между стряхиваниями 20—30 мин, а аналогичная установка с тьюлпанными электродами (раздел 9, стр. 487) имела лучшие показатели к. п. д. при интервале, равном 45 мин. Эти интервалы короче периодов, установленных Литтлом, но все же значительно больше 4—10-минутной периодичности, часто практикуемой на промышленных установках. При использовании вибраторов было установлено, что вибрационные периоды 3—4 с почти полностью удаляют всю осадившуюся пыль, а через 6 с [711] пыль прекращает стряхиваться.

9. ЭЛЕКТРОДЫ И ДРУГИЕ КОНСТРУКТИВНЫЕ ДЕТАЛИ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРА

Основными конструктивными деталями электрофильтров являются высоковольтные электроды, подвешенные на изолированном каркасе, осадительные электроды, которые заземлены на корпус, и ограждающий корпус. Кроме того, предусматривается пылеудаление с пластин и из сборных бункеров, теплоизоляция (для горячих газов и при необходимости поддерживать температуру) и укрытие для электрического оборудования, предназначенного для данной установки. Необходимо принять меры по предотвращению коррозии в электрофильтре и обеспечению безотказности системы в случае возникновения прямого короткого замыкания.

Тип применяемого электрофильтра зависит от режима работы. На промышленных установках поток воздуха направлен либо горизонтально, либо вертикально вверх. Поток, направленный вертикально вниз не применяется, потому что во время стряхивания падающая пыль будет повторно увлекаться потоком газа, уходящим из электрофильтра. Вертикально-трубчатый тип установки применяется обычно при меньшем расходе газа, чем установка горизонтального потока; и при возникновении особых трудностей с осаждением тумана.

Для осаждения сухой пыли применяется шестигранный трубчатый тип электрофильтра (рис. X-19), так как он обеспечивает наибольшую возможную поверхность осаждения и не имеет между трубками зазоров, которые пришлось бы перекрывать. Для удаления пыли трубки должны стряхиваться вместе как одна группа.

Круглые трубки могут быть легко оборудованы сверху водо-

сливами, которые создают ровный сток жидкости вниз по стенкам (см. рис. X-16). Орошаемые трубки не нуждаются в стряхивании, и поэтому они могут иметь более низкую механическую прочность. По этой причине они выполняются из мягкого коррозионно-стойкого материала типа свинца, что является важным фактором при осаждении разбавленных туманов серной кислоты и других туманов.

Коронирующие электроды в вертикальных электрофильтрах представляют собой тонкую круглую проволоку, проволоку с маленькими шипами либо проволоку, поперечное сечение которой имеет форму квадрата или звезды. Ввиду того, что длина коронирующих электродов часто более 6 м, круглая проволока, будучи достаточно тонкой для того, чтобы обеспечить устойчивую корону, может оказаться недостаточно прочной, особенно по мере того, как она будет подвергаться вибрациям в процессе стряхивания. В связи с этим применяют проволоку большего калибра с сечением в форме квадрата или звезды, с острыми гранями, которые обеспечивают образование устойчивой короны. В некоторых электрофильтрах предпочтение отдают электродам в виде колючей проволоки, причем совсем недавно они стали использоваться для осаждения тумана оксида железа при кислородной выплавке стали [354].

Проволочные электроды обычно подвешивают к изолированной раме и снабжают индивидуальными грузами. Они свободно удерживаются рядом с днищем с помощью направляющего устройства, что позволяет каждому электроду в отдельности расширяться и предотвращает коробление проволоки при неравномерном нагревании. Например, коронирующий проволочный электрод из нержавеющей стали длиной 6 м удлиняется на 35 мм при нагревании от 15 (температура окружающего воздуха) до рабочей температуры 370 °С. В табл. X-6 приведена характеристика электродов.

Необходимо проявлять большую осторожность при установлении проволочных электродов, чтобы избежать их повреждения,

ТАБЛИЦА X-6

Характеристика коронирующих проволочных электродов [474]

Среда	Форма проволоки (сечение)	Материал	Эффективный размер, мм	Рабочая температура, °С
Туман кислоты	Звездообразное	Свинец и монель-металл (для сердечника)	9	45
Цементная пыль	С шипами	Мягкая сталь	19	370
Пары из мартеновских печей	»	»	19	290
Летучая зола	Квадратное	»	5	145
Окружающий воздух	Круглое	Вольфрам	0,13	20

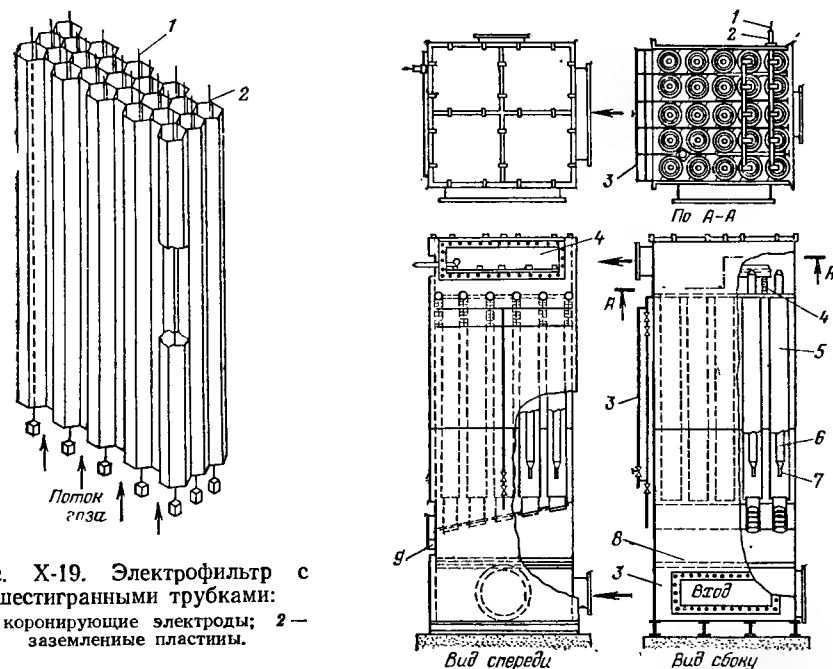


Рис. X-19. Электрофильтр с шестигранными трубками:
1 — коронирующие электроды; 2 — заземленные пластины.

Рис. X-20. Двухступенчатый трубчатый электрофильтр для вертикального газового потока:

1 — высоковольтная линия; 2 — проходной изолятор ввода; 3 — система промывки; 4 — несущие изоляторы; 5 — собирательный электрод; 6 — осадительный электрод; 7 — ионизатор; 8 — распределительная пластина; 9 — дренаж.

иначе при работе электрофильтра могут происходить частные поломки [354].

Двухступенчатое осаждение может быть осуществлено в вертикальном трубчатом электрофильтре с помощью высоковольтного электрода осадительной секции, выполненного в виде проволоки большого сечения или трубки; в верхней части электрода корона не образуется, она образуется на разрядной секции с тонкой проволокой. Секция прикреплена к нижней части высоковольтного осадительного электрода (рис. X-20).

Пластиновые электроды для вертикального потока представляют собой простые плоские пластины — конструкция, применяемая в установке для удаления смолы из горючих газов (рис. X-21) — либо при очень высоких концентрациях пыли — «тюльпанные» электроды [265]. Эти электроды изготовляют из гнутых стальных полос, привариваемых к раме с двух сторон (рис. X-22); во время стряхивания пыль падает в пространство между пластинами, что исключает повторное увлечение частиц.

Электрофильтры горизонтального потока (рис. X-23) находят широкое применение; они используются также в тех случаях, ког-

да из-за высокого удельного сопротивления пыли осаждение в одноступенчатой установке становится затруднительным. Таким образом, для осаждения паров оксида цинка, характеризующихся исключительно высоким удельным сопротивлением, был успешно применен четырехзонный электрофильтр. В первой зоне, которая имеет высокую плотность заряда при пропускании тока, равного 2,5 мА, происходит зарядка частиц и агломерация, тогда как в последующих зонах используется более равномерное поле с разными напряженностями, ток увеличивается до 25 мА во второй зоне, 32 мА в третьей зоне и 52 мА в четвертой зоне. В последней зоне осаждается 95% пыли, в то время как суммарный к.п.д. составлял приблизительно 99% [358]. Для наиболее эффективного осаждения стряхивание в разных зонах следует производить через разные промежутки времени.

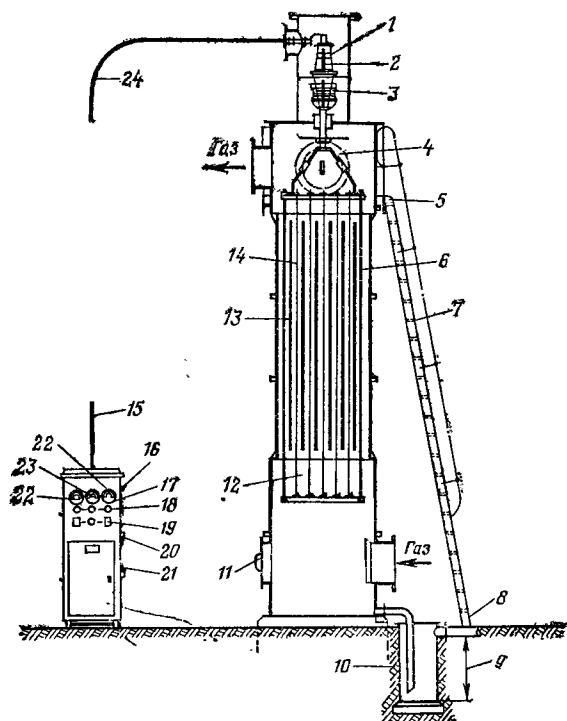


Рис. X-21. Обессоливающая установка с плоскими пластинчатыми электродами для осаждения смолы [358]:

1 — центральный подвесной изолятор; 2 — заблокированный переключатель заземления (сбоку); 3 — заблокированное смотровое отверстие (сбоку); 4 — заблокированный люк (сбоку); 5 — площадка; 6 — анкерные трубы; 7 — лестничные просечные ступеньки; 8 — отверстие для отбора смол; 9 — уплотнение; 10 — резервуар для стока смолы; 11 — люк; 12 — рассеиватель газа; 13 — приемные электродные пластины; 14 — коронирующие проволоочные электроды; 15, 24 — высоковольтные кабели; 16 — указатель уровня масла; 17 — термометр; 18 — сигнальные лампочки; 19 — кнопочные переключатели; 20 — управление катушечным регулятором; 21 — разъединитель и блокировка; 22 — амперметры; 23 — вольтметр.

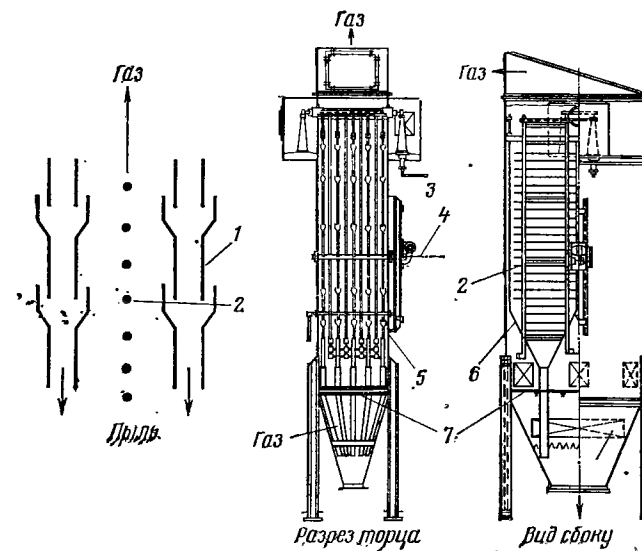


Рис. X-22. Тюльпанные электрофильтры пыли [493]:

1 — высокопроизводительные электроды; 2 — коронирующие электроды; 3 — подключение к высоковольтной сети; 4 — штанга стряхивателя; 5 — вал стряхивателя высоковольтных электродов; 6 — осадительные электроды; 7 — распределительные пластины.

В первой зоне коронирующие электроды часто представляют собой длинные стальные зубцы, вырезанные из стальной полосы, тогда как электроды в осадительных зонах состоят из более тесно расположенных проволок с звездообразным сечением. Коронирующие электроды подвешиваются к металлическому каркасу, который иногда состоит из трубок. Именно по этому каркасу и наносят удары при стряхивании для удаления осажденного материала с проволоочных электродов.

Каркас, в свою очередь, подвешивают на изоляторах, обычно фарфоровых, рассчитанных на напряжение электрофильтра. Необходимо принимать меры для предотвращения осаждения пыли и влаги на изоляторах, иначе это может привести к коротким замыканиям. Основным методом предупреждения загрязнений является обдувка изоляторов чистым воздухом. Если давление внутри электрофильтра выше атмосферного, используется чистый сжатый воздух; если же электрофильтры находятся под пониженным давлением, чистый внешний воздух будет всасываться через изоляторы. Во многих случаях вокруг изоляторов устанавливают нагревательные спирали, чтобы увеличить их температуру выше точки росы и предотвратить осаждение влаги.

Формы осадительных электродов в электрофильтрах горизонтального потока могут быть самыми разнообразными. Плоские пластины обладают наилучшими электрическими характеристиками и создают наименьшую турбулентность в газовом потоке. Од-

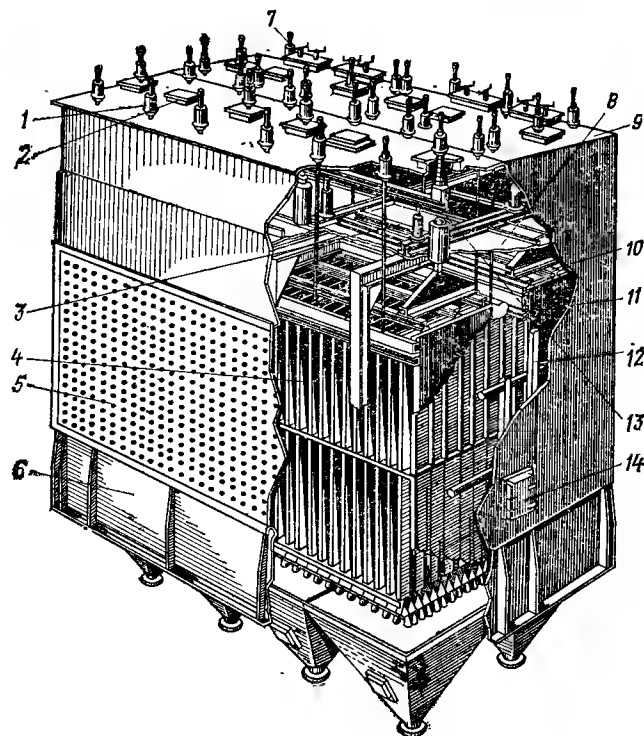


Рис. X-23. Большой двухступенчатый электрофильтр горизонтального потока [3].
1 — комплект стряхивателей для высоковольтных и собирательных электродов; 2 — отдельная заблокированная дверца смотрового люка; 3 — быстрооткрывающиеся панели для извлечения проволочных электродов без отключения установки; 4 — распорные стержни между осадительными электродами; 5 — дырчатый распределительный экран; 6 — станция, устанавливаемая непосредственно на опорных колоннах; 7 — заблокированное высоковольтное оборудование для каждой электрической секции; 8 — площадка для размещения изоляторов и газонепроходимых уплотнений; 9 — скатная крыша; 10 — клиновидные опоры для проволочных электродов; 11 — упруго закрепленные собирательные электроды; 12 — пластинчатые и щитковые электроды; 13 — упруго закрепленная высоковольтная рама; 14 — люк смотрового прохода между ступенями.

нако с таких электродов легче происходит повторное увлечение частиц, кроме того, во избежание короблений для конструкции приходится применять материал большого сечения. В связи с этим считают, что профилированные электроды более экономичны и имеют лучшие характеристики.

Применяемые профилированные электроды (рис. X-24) могут иметь различную конфигурацию: узкие профили — полосы, заваляцованные одна в другую таким образом, что образуются сравнительно небольшие выступы (рис. X-24), С-образные профили в форме швеллеров, прокатываемые в отдельности и соединяемые болтами [724], треугольные наваренные щитки [933], желобковые электроды [358] или аналогичные профили, не рассматриваемые в данной книге.

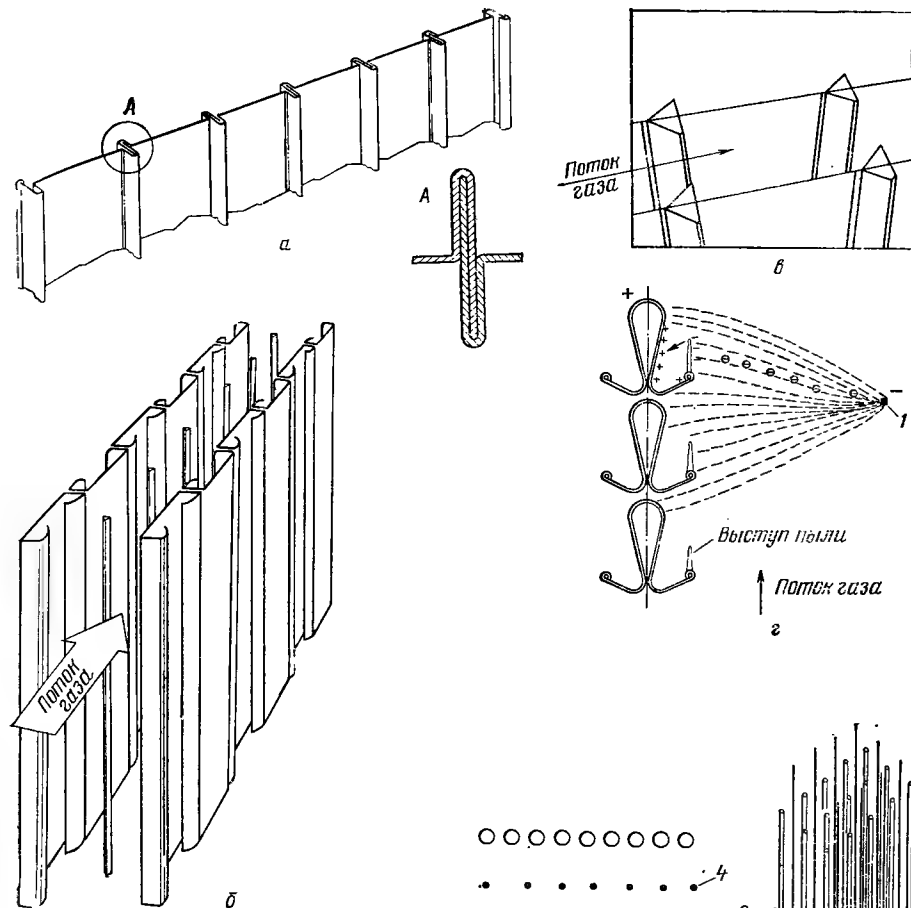
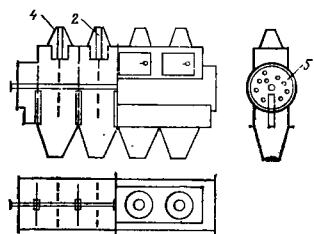
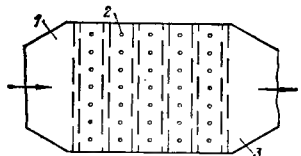


Рис. X-24. Осадительные электроды, применяемые в электрофильтрах горизонтального потока:

а — свальцованные пластины с небольшими выступами [3]; б — С-образные электроды, скрепленные болтами [377]; в — треугольные отражательные электроды [933]; г — желобковые электроды [358]; д — стержневые шпоровые электроды [3]; е — зигзагообразные электроды [926]; ж, з — карманные W- и V-образные электроды [920]; и — коронирующие электроды, подключенные к отрицательному высоковольтному источнику постоянного тока; к — горизонтальный газовый поток; л — коронирующие электроды.

Рис. X-25. Пластинчатый электрофильтр с дырчатыми электродами [740]:

1 — двойные пластины; 2 — высоковольтные электроды; 3 — заземленная рама; 4 — вращающиеся пластины; 5 — заземленные пластины.



Профилированные электроды имеют зоны низких скоростей на поверхности пластин за выступами или внутри С-образного электрода, из которых повторное увлечение пыли более затруднительно. Применяются также стержневые ширмы и зигзагообразные пластины, при больших концентрациях пыли применяются карманообразные электроды, в которых с наружной стороны пластин образованы карма-

ны и пыль падает в мертвое пространство между пластинами (как в «тюльпанных» электродах). Подвеска таких пластин была рассмотрена в разделе, посвященном методике стряхивания.

Новейшей разработкой [740] является «дырчатая» электродная пластина, при использовании которой поток газа проходит сквозь отверстия в осадительном электроде, а не движется параллельно электроду. Благодаря этому устройству частицы приближаются к осадительному электроду и вероятность их осаждения повышается. Такие электроды могут быть установлены на вращающемся диске, пыль с них удаляется щетками или ракелями вместо применения обычной методики стряхивания (рис. X-25).

Другим вариантом фильтра, в котором применяются круглые электроды, является электрофильтр «МАБА-ТРОН», разработанный Кауфманном [748]. В центре установки имеется пространство, заполненное грязным газом; отсюда газы выходят и текут мимо медленно вращающихся осадительных электродов, между которыми установлены коронирующие электроды в форме колеса телеги. Ракели непрерывно удаляют осажденный материал, поэтому данная установка успешно применяется для осаждения трудноулавливаемой и липкой пыли (например, пыль, содержащая смолы). Пропускная способность типовых установок в пределах от 12 000 до 15 000 м³/ч, т. е. при потенциале коронирующего электрода, равном 14—18 кВ. К. п. д. установки не столь высок, как при осаждении летучей золы, однако осаждаемый в нем материал относится к типу трудноулавливаемых. Таким образом, осаждение карбидной пыли производилось с к. п. д., равными 94—96%, при исходной концентрации 0,400—0,435 г/м³ в отходящих газах была достигнута концентрация 0,015—0,025 г/м³ (50—105 °С); концентрация дегтеобразной пыли была снижена с 4,27 до 0,13 г/м³ (к. п. д. осаждения 93%) при 70—89 °С; и пигментные типы пыли осаждались с к. п. д., равными 90—98%, при этом остаточные концентрации обычно были менее 0,01 г/м³.

Распределение потоков в электрофильтрах контролируется специальными распределителями, заслонками и отражательными пластинами. Они позволяют снизить скорость газового потока и распределить грязные газы равномерно по электрофильтру. Для этой цели также используются дырчатые отражательные пластины. Система заслонок иногда применяется для байпасирования газов во время стряхивания электродов с целью снижения потерь, вызываемых повторным увлечением частиц. Воздушные и водяные модели электрофильтров применяются для определения формы и положения отражательных пластин и заслонок, чтобы обеспечить наилучшее возможное распределение потоков [749, 949].

Конструкция корпуса электрофильтра зависит от типа электродов (пластинчатого или трубчатого) и режима работы электрофильтра. Если установка работает под давлением, наиболее подходящим является цилиндрический корпус. Трубчатые электроды могут очень просто размещаться в цилиндрическом корпусе, но при использовании пластинчатых электродов предпочтительнее иметь прямоугольный корпус. Только в тех случаях, когда электрофильтр работает при исключительно высоких (или низких) давлениях, пластины устанавливают в цилиндрическом корпусе.

Прямоугольные или цилиндрические корпуса обычно оборудуются бункерами для сбора пыли. Бункеры должны быть большими, так как копоть, состоящая из мельчайших частиц, при осаждении не уплотняется, а стремится занять гораздо большее пространство, чем можно предположить, исходя из ее плотности.

Корпусы электрофильтров сооружают из кирпича, железобетона или стали, причем выбор материала в основном зависит от условий работы электрофильтра (температура и коррозия) и наличия материалов на местном рынке. Преимущество стальных корпусов в том, что детали электрофильтра могут заранее изготавливаться на заводе и окончательно устанавливаются до отправки к месту назначения. Если рабочие температуры превышают 260 °С, необходимо избегать использования бетонных корпусов. Для работы при высоких температурах предусматривают теплоизоляцию. Металлические двери и другие металлические проводники должны располагаться таким образом, чтобы теплопередача через них была сведена к минимуму. Конструкции экспериментальных электрофильтров, работающих при температурах до 800 °С, были рассмотрены Шейлом и Муром [762] (см. раздел 10, стр. 498 сл.).

Во всех случаях предусматривают входные двери и лестницы. Входные двери должны быть оснащены специальными запорами, чтобы исключить доступ в установку без отключения высокого напряжения и разрядки электродов.

Типовым электрофильтром для очистки окружающего воздуха является двухступенчатая установка с положительной короной (рис. X-26). В ступени ионизации установлены тонкие (0,13 мм) проволоки из вольфрама, заряжаемые напряжением 13 кВ; оса-

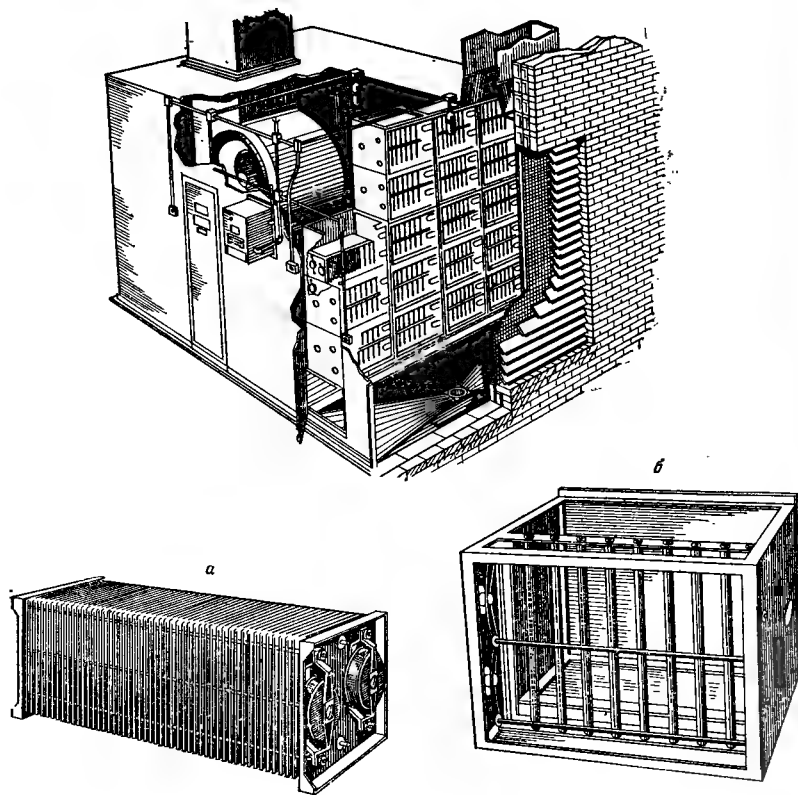


Рис. X-26. Электрофильтр с положительной короной для очистки окружающего воздуха («Пресипитрон») [921]:
а — ячейка электрофильтра «Пресипитрон»; б — ионизатор, встроенный в корпус.

дательная секция состоит из алюминиевых пластин, установленных на расстоянии 6 мм друг от друга, которые поочередно заряжаются напряжением 6 кВ или заземляются. Скорость потока газа в электрофильтре изменяется от 2,0 до 2,5 м/с, а к.п.д. обычно значительно превышает 95%. Комплектные установки состоят из ячеек, производительность каждой из которых 2400 м³/ч, и в очень маленьких установках (состоящих из 1 или 2 ячеек) может применяться либо вертикальный, либо горизонтальный поток. При больших расходах, часто превышающих 250 000 м³/ч, успешно применяются многоячейковые установки горизонтального потока.

Поскольку накопившуюся пыль удаляют с пластин путем смыва через промежутки времени — от одной недели до нескольких месяцев — в зависимости от толщины слоя пыли, необходимо предусмотреть дренаж и быстрый доступ персонала во внутрь установки. Часто возникает необходимость в определенной защите установки от попадания в нее крупных частиц и насекомых, так как

их присутствие в больших количествах может вызывать частые короткие замыкания.

Строгие требования, предъявляемые к электрофильтрам при их применении (например, на подводных лодках) привели к разработке аппаратуры для очистки окружающего воздуха при более высоких скоростях (10 м/с) газа и к.п.д. порядка 99,8% [934]. Установки состояли из пластинчатой зарядной секции, за которой следовала осадительная секция, с установленными в ней горизонтальными шестигранными трубками и высоковольтными цилиндрическими трубчатыми электродами диаметром 12 мм. Потенциал в зарядной секции равен 38 кВ, а в осадительной секции — 20 кВ. В установке применялись скорости, равные 8 м/с.

Опробованы и другие рабочие условия. Например, в одноступенчатой установке при скорости, равной 30 м/с, к.п.д. снижался до 91%, при этом создавались высокие концентрации озона (1,43 млн⁻¹) при токе 121 мА. При уменьшении тока до 27 мПа, концентрация озона снижалась до 0,32 млн⁻¹, а к.п.д. — до 80%. Более низкие скорости, равные 15 м/с, обеспечивали к.п.д. 98 и 96% при аналогичных значениях тока короны. Результаты этих исследований указывают на то, что, если допустить высокие концентрации озона (1 млн⁻¹), то существует возможность создания электрофильтров высокой производительности и гораздо меньших размеров, чем электрофильтры, применяемые в настоящее время для очистки окружающего воздуха.

10. ЭЛЕКТРОСТАТИЧЕСКОЕ ОСАЖДЕНИЕ ПРИ ВЫСОКИХ ТЕМПЕРАТУРАХ И ДАВЛЕНИЯХ

Существуют системы, в которых необходимо удалять частицы из потока газа при высоких температурах, высоких давлениях или одновременно при высоких температурах и давлениях, например, система сжигания в кипящем слое, в которой выхлопные газы используются для газовой турбины [429] (1000 кПа, 900 °С) газовая турбина с прямым сжиганием топлива (650 кПа, 800 °С) [759], отработанные газы при выплавке стали с применением кислорода (0,1 кПа, 1600 °С) [834], газы, циркулирующие в высокотемпературном ядерном реакторе с газовым охлаждением, работающем под давлением (800 °С, 5000 кПа) [829], высокотемпературная установка для сжигания твердого топлива (100—200 кПа, 850 °С) [693] и др.

Крупные экспериментальные исследования высокотемпературного (при среднем давлении) электростатического осаждения до сих пор ограничены программой, осуществляемой Управлением шахт США (Маргантаун, Западная Виргиния) совместно с лабораторией «Рисерч Коттрелл» (650 кПа, 820 °С). Проблема электростатического осаждения при экстремальных условиях имеет три аспекта, которые следует уточнить, если планируется разработка такого проекта: во-первых, условия, при которых будет поддер-

живаться устойчивая корона, и величина оптимального потенциала; во-вторых, скорость миграции частиц в этих условиях; и в-третьих, детали, которые должны быть использованы для обеспечения безопасной, эффективной и длительной работы.

Характеристика короны при высоких температурах и давлениях

Перекрывающие напряжения между параллельными пластинами возрастают при увеличении давления, однако такое расположение электродов не применяется для электростатического осаждения за исключением очистки окружающего воздуха с положительной короной (см. выше). Схема «проволока в трубе» (или в крайнем случае «проволока — пластина», когда пластина рассматривается как трубка с бесконечным диаметром) гораздо более уместна в данном случае и к тому же отчасти экспериментально исследована [693, 696].

Робинсон доказал [693], что пусковое напряжение положительной короны в воздухе может быть определено из уравнения (X.7) при значении относительной плотности (т. е. ρ/ρ_s) до 35 и диаметров в пределах $0,18 \text{ мм} < R_1 < 6,3 \text{ мм}$ до тех пор, пока не происходит превышения критической плотности. Ограничением является условие $R_2/R_1 > 10$ или 15 [697] или искровое перекрытие произойдет без короны (даже при обычных давлениях).

Критическое давление (или критическая плотность) представляет собой величину, при которой переключаяющееся напряжение, уже достигнув максимума, снижается до тех пор, пока не будет равно пусковому напряжению короны. Вне этого критического значения искровое перекрытие будет происходить без предшествующей короны. Положительная относительная критическая плотность $(\rho/\rho_s)_{CR}$ для систем электродов типа «проволока — трубка» в воздухе при комнатной температуре может быть определена из эмпирической зависимости [696]:

$$(\rho/\rho_s)_{CR} = k_p \left(\frac{1}{R_1} + C_0 \right) \tag{X.76}$$

где $C_0 = 900 \text{ м}^{-1}$; $k_p = 0,11(1 + 0,1 R_2)$ для $20 \text{ мм} < R_2 < 80 \text{ мм}$ и возможно для $R_2 > 80 \text{ мм}$.

Четыре графика на рис. X-27 показывают зависимость пределов давления и потенциала отношения R_1/R_2 . Напряжение представляет собой неизменяющееся напряжение постоянного тока. Сплошные линии кривых напряжения короны находятся в соответствии с уравнениями (X.7) и полностью согласуются с данными ниже критической плотности; продление этих кривых за пределы критической плотности не имеет физического значения.

Результаты свидетельствуют о преимуществах широкого диапазона устойчивости короны при использовании тонких проволоч-

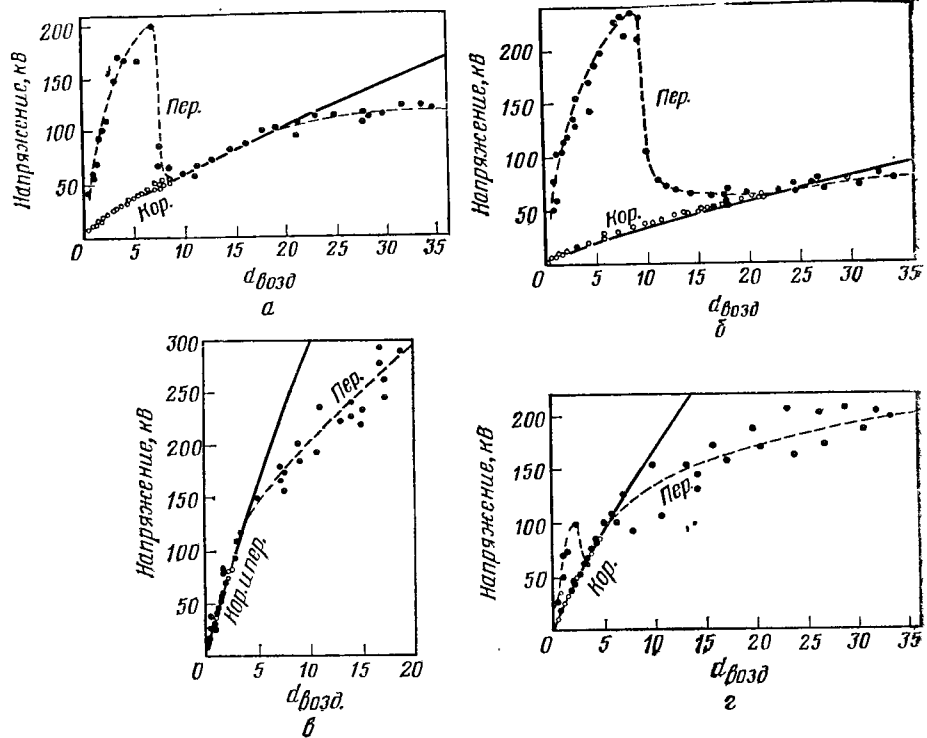


Рис. X-27. Пусковое напряжение положительной короны и переключаяющееся напряжение в воздухе (25 °C) для коаксиальных электродов типа «проволока в трубке»: а — положительный проволочный электрод, $D=9,75 \text{ мм}$, $d=0,0432 \text{ мм}$; б — то же, $D=9,75 \text{ мм}$, $d=0,178 \text{ мм}$; в — то же, $D=9,75 \text{ мм}$, $d=6,35 \text{ мм}$; г — то же, $D=9,75 \text{ мм}$, $d=2,39 \text{ мм}$ (D , d — диаметры соответственно трубки и проволоки, $d_{\text{возд}}$ — относительная плотность воздуха, кор. — корона, пер. — перекрытие).

ных электродов. Робинсон объясняет, что явления короны являются прежде всего функцией относительной плотности газа.

Экспериментально полученные характеристики короны зависят от двух противоположных эффектов: во-первых, чем плотнее газ, тем становятся короче средний свободный пробег, это затрудняет ионизацию и увеличивает потенциал искрового перекрытия; во-вторых, усиленная фотоионизация и снижение ионной диффузии способствует распространению стримера от анода через искровой промежуток, а затем второй эффект; а при критическом давлении происходит искровой пробой.

При увеличении температуры газа увеличивается критическое давление, и более высокая температуропроводность газа погашает стримеры до того, как они успевают перекрыть промежуток между электродами. Более широкий промежуток изменения параметров также предоставляет большую возможность для диссипации стримеров.

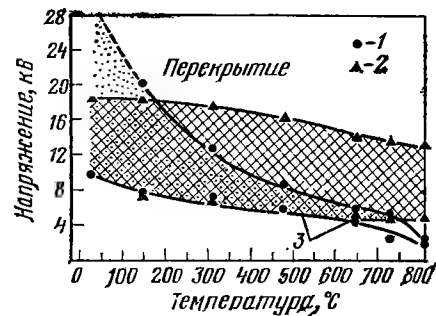


Рис. X-28. Характеристика положительной и отрицательной короны в воздухе при атмосферном давлении:
1 — отрицательная корона; 2 — положительная корона; 3 — запуск короны.

Экспериментальное пусковое напряжение отрицательной короны изменяется в широком диапазоне, но значительно ниже значений, рассчитанных по уравнению (X.7). Неустойчивый характер этой короны объясняется Робинсоном наличием загрязнений и дефектов поверхности катода, которые влияют на электронную эмиссию. Отрицательная корона, как можно видеть из характеристик на рис. X-28 и X-29, обеспечивает более высокие максимальные значения перекрывающих потенциалов и более высокие критические давления (плотности).

Критическая плотность отрицательной короны в воздухе для систем электродов типа «проволока в трубе» может быть определена из следующего уравнения:

$$(\rho/\rho_0)_{CR} = 0,12R_2 \left(\frac{1}{R_1} + 700 \right) \quad (X.77)$$

для пределов $23 \text{ мм} < R_2 < 77 \text{ мм}$.

Кроме того, при отрицательной короне выше критической плотности существует полустойчивая область со самогасящимися

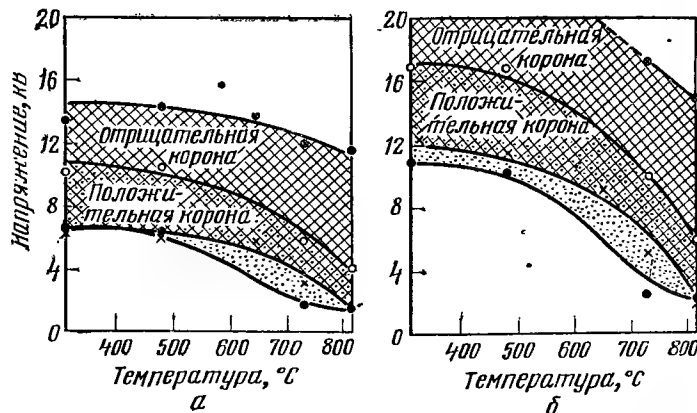
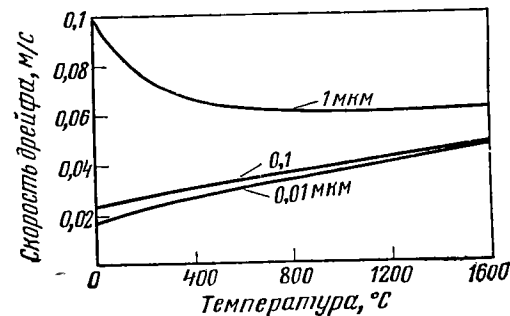


Рис. X-29. Электрические характеристики запыленного воздуха в электрофилтре при 135 кПа (а) и 340 кПа (б) для платиновой проволоки диаметром 0,51 мм.

Рис. X-30. Влияние температуры на относительную скорость дрейфа частиц различного размера в электрофилтре (скорость дрейфа частицы размером 1 мкм в условиях окружающей среды составляет 10 см/с).



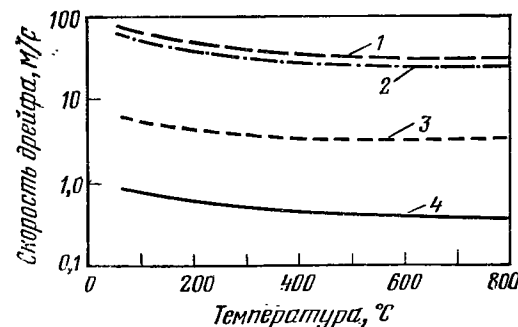
искрами. Как работает электрофилтр в этой области данные отсутствуют.

Шейл и др. [759] исследовали воздействие высоких температур (820 °C) на положительную и отрицательную корону. Пусковое напряжение короны в воздухе при атмосферном давлении является одинаковым как для положительной, так и для отрицательной короны, и составляет примерно около 650 °C. Выше этой температуры пусковое напряжение короны резко снижается (рис. X-28). Перекрывающее напряжение отрицательной короны быстро уменьшается и при температуре выше 190 °C имеет меньшие значения, чем перекрывающее напряжение положительной короны. При 650 °C существует очень маленькая область устойчивой короны с отрицательным потенциалом. Однако перекрывающий потенциал положительной короны сохраняется высоким (более 14 кВ) во всем температурном интервале и должен обеспечивать широкий диапазон устойчивой короны.

Аналогичные результаты были получены и для газов, насыщенных пылью (рис. X-29, а и б). Хотя эти экспериментальные исследования указывают на то, что использование положительной короны для высокотемпературного осаждения было бы более целесообразным, Шейл [757] делает вывод, что на практике лучше применять отрицательную корону для осаждения при 850 °C и 650 кПа, которые использовались им на опытной установке, опи-

Рис. X-31. Влияние температуры на относительную скорость дрейфа частиц оксида бериллия в CO_2 в электростатическом поле при различной плотности газа:

1 — плотность газа 2 кг/м³, диаметр частицы 2,0 мкм; 2 — плотность газа 60 кг/м³, диаметр частицы 2,0 мкм; 3 — плотность газа 2 кг/м³, диаметр частицы 0,02 мкм; 4 — плотность газа 50 кг/м³, диаметр частицы 0,02 мкм.



санной ниже. Шейл объясняет это тем, что отрицательная корона имеет гораздо большую входную мощность, и несмотря на то, что рабочее напряжение отрицательной короны меньше рабочего напряжения положительной короны (будучи ограниченным из соображений искрового перекрытия), отрицательный ток будет гораздо больше.

Миграция частиц при экстремальных условиях

Относительная скорость дрейфа частиц при высоких температурах и давлениях находится в зависимости от ряда параметров. Они рассматриваются в виде эффективного потенциала (рассмотрен в предыдущем разделе) из уравнения (X.43), поправочного коэффициента Каннингхэма C [уравнение (IV.30)] и вязкость газа [уравнение (IV.31) и Приложение]. Прочие факторы (диэлектрическая проницаемость и диаметр частиц) не подвержены значительным изменениям под влиянием температуры и давления. Влияние температуры в воздухе при атмосферном давлении было рассмотрено Трингом и Страусом [834], а расчетная относительная скорость дрейфа для ряда частиц показана на рис. X-30. Влияние как высокого давления (или плотности), так и температуры для частиц BeO в сжатом диоксиде углерода рассматривалось Ланкастером и Страусом [829]. Результаты этих расчетов приведены на рис. X-31 (исходя из условия, что скорость дрейфа частицы с радиусом 1 мкм в условиях окружающей среды составляет 100 единиц в единицу времени; например, 100 см/с в поле $V_c V_p = 1000$).

Из сказанного можно сделать следующий вывод: высокие температуры без увеличения давления способствуют осаждению очень маленьких частиц, а постоянная или повышающаяся плотность снижает скорость дрейфа частиц.

Проектирование электрофильтров для работы в экстремальных условиях

Электрофильтры, работающие в режиме высоких температур и давлений, следует специально проектировать так, чтобы они выдерживали работу в таких условиях. В связи с этим маловероятно, что прямоугольная конструкция пластинчатого электрофильтра будет удовлетворять необходимым требованиям, фактически все установки будут выполнены по схеме «проволока в трубе». При этом необходимо учитывать расширение металлических деталей и избегать соединений из различных металлов для предотвращения искривлений из-за дифференциальных расширений. Для решения проблем, связанных с электрической изоляцией и уплотнением при температурах свыше 400—500 °C, требуется точный расчет и тщательный выбор материалов.

На рис. X-32 [757, 760] показана модель электрофильтра, которая была создана и испытывалась при температурах до 820 °C

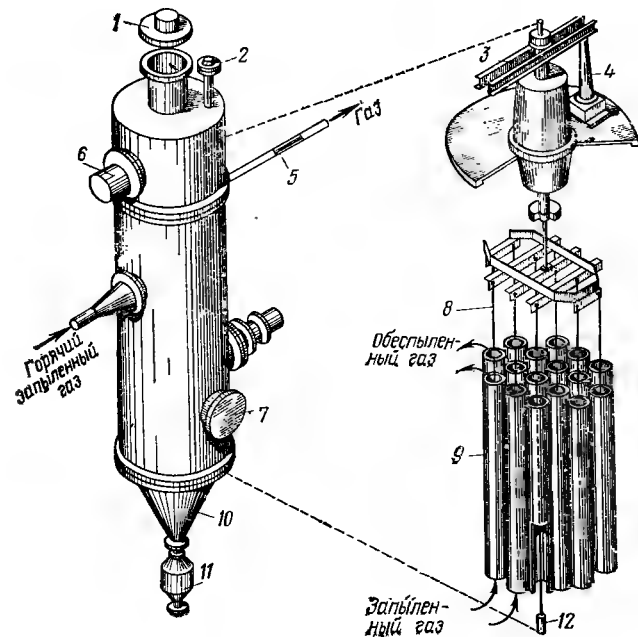


Рис. X-32. Опытный электрофильтр:

1 — механизмы встряхивания; 2 — диск пробоя; 3 — шина; 4 — изолятор; 5 — пробоотборная линия; 6 — высоковольтная шина; 7 — люк; 8 — эмиссионный электрод; 9 — трубчатый электрод для осаждения пыли; 10 — бункер для пыли с затвором; 11 — электрофильтр; 12 — груз.

и давлениях до 750 кПа. Осадительные электроды представляют собой 16 трубок длиной 1,83 м и диаметром 0,15 м; коронирующие электроды выполнены из проволоки диаметром 2,1 мкм, высота фильтра 10 м. К.п.д. электрофильтра с отрицательной короной составлял 91—96%, когда он работал в указанном режиме при удалении летучей золы из потока газа с линейной скоростью 1,5 м/с, причем плотность газа составляла 1,5, потенциал — 38 кВ, ток — 6,6 мА/м.

При положительной короне к.п.д. составляет 75—77%.

Горячий запыленный газ проходит снизу вверх и, проходя сквозь осадительные электроды, подвергается электризации. Частицы пыли собираются внутри трубок и с помощью механизма стряхивания выбиваются из трубок и падают на дно. Чистый газ выходит сверху из трубок и выводится из электрофильтра через выходные трубы. На оборудовании такой мощности можно получить ценную информацию для проектирования электрофильтров промышленного значения [757, 760].

Серьезные проблемы возникли во время стряхивания электродов при данной температуре, так как оно привело к серьезному нарушению единства компонентов установки, в результате которого она вышла из строя. Исследуя эти явления, Шейл делает

вывод, что электростатическое осаждение при температурах до 700 °С с применением отрицательной короны возможно при сохранении необходимой относительной плотности, а установка конструктивно проектируется жесткой.

Модификации обычных электрофильтров, которые позволили им работать при температурах до 450 °С, были описаны Лисегангом [511]. Этот исследователь также установил, что в данных установках наблюдаются серьезные искривления рамы коронирующих проволочных электродов, что приводит к раскалыванию изоляторов и соприкосновению коронирующих проволочных электродов с пластинами во время стряхивания.

11. ЭЛЕКТРОПИТАНИЕ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Надежное высоковольтное питание постоянным током является необходимым условием для работы электрофильтров, поскольку на промышленных установках применяются отрицательные потенциалы до 90 кВ, а для очистки окружающего воздуха применяются положительные потенциалы до 13 кВ. Ток, подаваемый на промышленные электрофильтры, в соответствии с размером и режимом работы электрофильтра изменяется между 30 и 500 мПа, поэтому необходимы трансформаторы и выпрямители мощностью до 40 кВ·А. Поскольку скорость миграции зависит от зарядки и напряженности осадительного поля, необходимо прикладывать наибольшее возможное напряжение, не вызывающее зажигание дуги.

Однако потенциал зажигания дуги изменяется в зависимости от типа газа (его состава, влажности и температуры), концентрации пыли и физических размеров электрофильтра, на которые оказывают влияние слои пыли, осаждаемой на электроде и стряхивание. Зажигания дуги необходимо избегать еще и потому, что она способствует отделению осаждаемой пыли и повторному увлечению частиц газом. Кроме того, дуга оплавляет проволоку коронирующего электрода. Если же дуга создается, приложенный потенциал должен быть снижен до нуля, в свою очередь снижается и к. п. д. электрофильтра. Поэтому, все промышленные установки электрофильтров обычно оборудуются системами регулирования напряжения.

Система электропитания электрофильтра состоит из трех частей: устройства регулирования напряжения; трансформатора, который повышает линейное напряжение (обычно 415 В) до потенциала электрофильтра, и выпрямителя, который преобразует переменный ток в постоянный. В некоторых небольших устаревших установках регулирование напряжения может быть ручным, но в настоящее время на всех современных больших установках в мировой практике применяется автоматическое регулирование напряжения. Доказано [931], что применение автоматического регулирования напряжения на одной установке привело к повышению

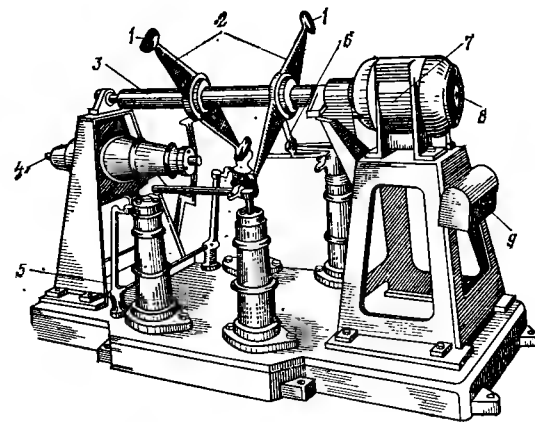


Рис. X-33. Механический выпрямитель [839]:

1 — концы ножей; 2 — вращающиеся ножи; 3 — вращающийся изолированный вал; 4 — высоковольтное подключение к электрофильтру; 5 — главный заземляющий разъединитель; 6 — высоковольтная положительная щетка; 7 — подвижный статор; 8 — синхронный электродвигатель; 9 — низковольтное подключение к электродвигателю.

мощности короны на 60%. Для этой цели может использоваться низковольтный вариатор, так как он может быть либо автоматическим ступенчатым, либо плавнорегулируемым трансформатором.

Типичная установка имеет 16-ступенчатый трансформатор, который снижает напряжение от 230 до 380 В ступенями по 10 В и питается от одно- или двухфазной сети частотой 50 Гц и напряжением 415 В. Автоматическое регулирование основано на токочувствительных реле, которые поддерживают напряжение в электрофильтре чуть ниже напряжения пробоя либо на максимальном допустимом верхнем пределе установки вариатора с повысительным трансформатором. При альтернативных методах применяются датчики контроля за числом пробоев в течение короткого промежутка времени. Уайт [932] предполагает, что диапазон 0,16—1,6 искр в 1 с на каждую высоковольтную секцию обеспечивает оптимальный к. п. д. в промышленных электрофильтрах.

Применяются обычные трансформаторы с внешним обдувом для работы при температурах до 45 °С и с дополнительным водяным охлаждением, если трансформатор должен работать при более высоких температурах. Если используют селеновые выпрямители, их устанавливают вместе с трансформаторами при мощности до 40 кВ·А [743]. Применяемые выходные напряжения трансформаторов составляют 30, 60, 75 или 90 кВ, причем два средних значения (60 и 76 кВ) являются наиболее распространенными.

Используются три типа выпрямителей: механический, транзисторный (селеновый, купроксный и совсем недавно — кремниевый) и кенотронный выпрямители.

Механические выпрямители (рис. X-33) были использованы в первых электрофильтрах промышленного значения, установле-

ных Коттреллом, до 1945 г. благодаря своей низкой стоимости, прочной конструкции и тому факту, что на их работу не влияют колебания в технологическом режиме. Однако на контактах образуются оксиды азота, поэтому электрофилтры требуют особого ухода, а также необходимости установления корпуса с хорошей вентиляцией. Следует также предусматривать устройства для снижения помех, создаваемых ими для радио- и телевизионного приема. На рис. X-34 показана схема с установкой механического выпрямителя.

Из применяемых в настоящее время выпрямителей самыми распространенными являются выпрямители транзисторного типа, обычно селеновые выпрямители. Они немного дороже выпрямителей механического типа, но не нуждаются в специальных экранированных и вентилируемых корпусах, так как не создают радиопомех или помех в диапазоне УКВ, а также не образуют оксидов азота. В ранних транзисторных выпрямителях использовали оксид меди, в настоящее время наблюдается тенденция использовать кремниевые выпрямители.

Высоковакуумные термокатодные диоды со сроком службы 25 000—30 000 ч были разработаны в США и нашли там широкое применение. Схема (рис. X-35) представляет собой особую четырехламповую схему, по которой можно получить волны двухполупериодного напряжения. В промышленных установках часто устанавливают лампы в панелях на трансформаторных выводах. Электронные ламповые выпрямители используются также для электрофилтров по очистке воздуха с положительной короной.

В промышленных установках применяется либо однополупериодное, либо двухполупериодное выпрямление от одной или большего числа фаз. Однополупериодная схема осуществляет гашение искр менее, чем за один период, что обеспечивает устойчи-

вую работу электрофилтра. При двухполупериодной схеме искры приобретают большую склонность перерасти в мощные дуги, и электрофилтр демонстрирует менее устойчивую работу.

Уайт разработал метод импульсного питания энергией, при котором удается получить более высокий ток короны и пиковое напряжение, которое на несколько киловатт выше, чем при обычном выпрямлении. Оборудование, используемое для этой цели, аналогично разработанному для микроволнового радара. Оно включает линейный импульсный генератор, в котором энергия накапливается в высоковольтном конденсаторе, а затем разряжается на потребителя. Продолжительность импульса — порядка нескольких сотен микросекунд, частота импульса несколько сотен раз в секунду. Импульсный выход может быть скоммутирован с несколькими секциями электрофилтра. Такой режим работы на 50—60% повышает эффективность улавливания, наполовину сокращая потери установки.

Другой метод выработки высокого потенциала рядом с коронирующими электродными проволоками был получен с помощью опорных электродов, состоящих из заряженных пластин, при разрядном потенциале между коронирующими электродами и на одной линии с ними [95]. Если такая схема применяется вместе с импульсным питанием при удельном сопротивлении пыли менее 10^3 Ом·м, она обеспечивает эффективность улавливания примерно на 70% выше, чем в обычных электрофилтрах.

Если электрофилтр выполнен из секций, требующих различного количества энергии, наилучшим решением будет отдельное питание для каждой секции. Для очень больших установок, в которых параллельные секции стряхиваются отдельно, может оказаться целесообразным предусмотреть отдельное питание на эти секции для получения наивысшего к. п. д. Высказано предположение, что для трубчатого электрофилтра группа, состоящая из 900 трубок, является максимальным условием для работы от единственного источника питания.

Разница в отметках высоты между оборудованием электропитания и изоляторами на высоковольтном электроде должна сохраняться минимальной не только потому, что стоимость высоковольтного кабеля очень велика, но и потому, что состав изоляционной пропитки изменяется и может привести к пробое изоляции. Наилучшим расположением считается установка оборудования регулирования напряжения, трансформатора и выпрямителя сверху электрофилтра и соединение высоковольтных электродов с шинами.

12. РАБОЧИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ЭЛЕКТРОФИЛТРА, ПРИМЕНЯЕМЫЕ НА ПРАКТИКЕ

Скорости газа. Средняя скорость газа, применяемая в электрофилтре, должна обеспечивать максимальный к. п. д., а также максимальную эффективную скорость миграции. Для летучей зо-

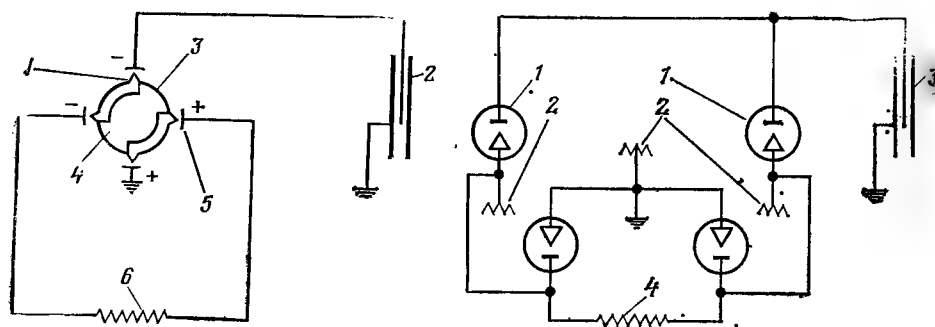


Рис. X-34. Схема подключения механического выпрямителя [920]:

1 — разрывной контакт; 2 — электрофилтр; 3 — бакелитовый диск; 4 — выпрямитель; 5 — подвижный башмак; 6 — высоковольтная вторичная обмотка трансформатора.

Рис. XI-35. Схема подключения диодных выпрямителей [920]:

1 — электронные лампы; 2 — трансформаторы накала; 3 — электрофилтр; 4 — высоковольтная вторичная обмотка трансформатора.

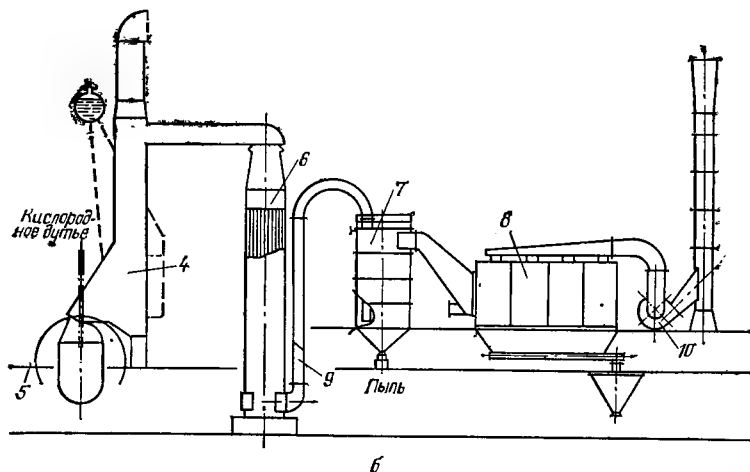
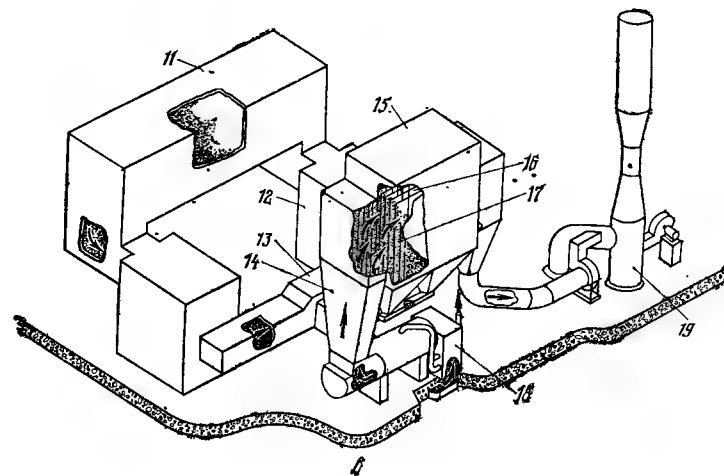
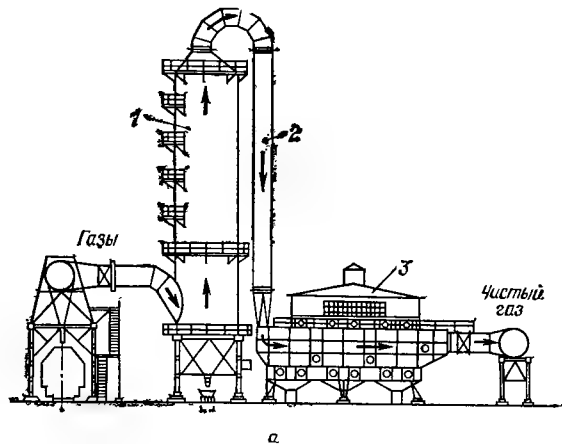


Рис. X-36. Электрофильтры в металлургической промышленности [328]:

а — установка, включающая скруббер и электрофильтр последовательно для очистки газов из доменной печи; *б* — установка, включающая котел-утилизатор, кольцевой скруббер и электрофильтр последовательно на конверторной установке; *в* — установка, включающая последовательно кирпичную регенеративную насадку, котел-утилизатор и электрофильтр для очистки газов из мартеновской печи; 1 — скруббер с разбрызгивающим устройством; 2 — трубопровод; 3 — орошаемый электрофильтр; 4 — вытяжной зонт; 5 — конвертор; 6 — теплообменник; 7 — градирня; 8, 15 — электрофильтры; 9, 13 — клапаны; 10, 19 — вентиляторы; 11 — мартеновская печь; 12 — регенератор; 14 — трубопровод для отработанных газов; 16 — коронирующие проволоочные электроды; 17 — осадительные электроды; 18 — пароперегреватель.

лы она равна примерно 2,0—2,3 м/с, т. е. чуть ниже скорости увлечения летучей золы, для газовой сажи скорость может быть 0,6 м/с, тогда как для цементной пыли она составляет 4 м/с. Скорости повторного увлечения тумана будут даже еще выше: 5—6 м/с. Применяемые на практике скорости потоков в электро-

фильтре обычно поддерживаются значительно ниже этих значений примерно на 1—2 м/с, хотя в экспериментальных электрофильтрах для летучей золы использовались скорости 10—13 м/с [265].

Потребление энергии и к. п. д. К. п. д., концентрация пыли на входе и выходе и другие показатели промышленных электрофильтров приведены в табл. X-7.

Данные о скорости газов были добавлены в эту таблицу из других источников. Потребление энергии электрофильтрами с положительной короной, применяемых для очистки окружающего воздуха, на единицу объема очищенного газа значительно превышает потребление энергии электрофильтрами с отрицательной короной.

Потери давления. Потеря давления при электростатическом осаждении очень мала, гораздо меньше, чем для других методов промышленной очистки газов и составляет обычно 125 Па, редко превышая 250 Па, кроме тех случаев, когда испытывались экспериментальные высокоскоростные установки.

Перепад давления в электрофильтрах для очистки окружающего воздуха составляет 7,5 Па при скорости 2 м/с и увеличивается до 10 Па при 2,5 м/с. Этот перепад очень мал, поэтому для обеспечения однородного течения по батарее ячеек требуется добавить дополнительное сопротивление по газу. Аллюминиевые фильтрующие сетки, перепад давления на которых составляет 25 Па, обычно устанавливаются за электрофильтром, что препятствует уносу водяных капелек из электрофильтра.

Сочетание электрофильтров с другими газоочистительными аппаратами. Если очищаемые газы имеют исключительно высокие концентрации пыли или нуждаются в кондиционировании, электрофильтры комбинируют с механическими или другими уловите-

ТАБЛИЦА X-7

Характерные рабочие характеристики электрофильтров [358]

Продолжение

Установка	Расход газа, м³/ч	Концентрация пыли, г/м³		К. п. д., %	Потребляемая мощность, Вт./1000 м³
		на входе	на выходе		
1. Электростанции:					
котлы на угольной пыли	275 000	13,16	0,163	98,67	115,6
то же	245 000	10,95	0,062	99,43	131,6
котлы-утилизаторы	85 000	16,80	0,58	96,6	140,4
котлы по сжиганию лигнита в слоевой механической топке	400 000	1,6—2,0	0,017—0,037	98,15	120,4
котлы на угольной пыли по сжиганию лигнита (молотковые мельницы)	1 600 000	4,63	0,16	96,5	40,1
2. Угольная промышленность					
паровая барабанная сушилка для лигнита	29 000	35,24	0,28	99,25	30,0
то же	26 000	18,31	0,090	99,40	28,1
паровая тарельчатая сушилка для лигнита	25 000	7,87	0,063	99,20	25,0
сушилка для лигнита, работающая на дымовых газах	42 000	14,40	0,110	99,50	50,1
мельничная сушилка для лигнита	40 000	25,1	0,332	98,67	80,2
обеспыливание в системе подачи лигнита	20 500	54,7	0,278	99,40	20,0
паровая трубчатая сушилка для каменного угля	43 000	16,30	0,086	99,50	70,2
обеспыливание в системе подачи каменного угля	11 000	22,4	0,150	99,30	290,9
дробильная установка каменноугольного кокса	4 800	13,85	0,056	99,59	300
3. Переработка каменного угля:					
торфяной газогенератор	4 500	5,34	0,008	99,85	702
крекинг-установка для природного газа	8 700	0,224	0,002	99,20	120,4
генераторный газ из бурого угля	13 000	37,7	0,20	99,47	652
генераторный газ из полу-битуминозного лигнита	48 000	28,7	0,10	99,7	602
установка по очистке сланцевого газа	33 980	40,0	0,006	99,9	903
очистка коксового светильного газа	3 100	24,15	0,010	99,9	903
то же	2 300	17,0	0,03	99,9	1 605
очистка коксового газа	14 000	28,0	0,078	99,8	752
очистка замасленного водяного газа	12 000	4,73	0,039	99,2	1 404
очистка насыщенного дегтем водяного газа	4 000	10,0	0,050	99,5	1 805

Установка	Расход газа, м³/ч	Концентрация пыли, г/м³		К. п. д., %	Потребляемая мощность, Вт./1000 м³
		на входе	на выходе		
4. Целлюлозно-бумажная промышленность:					
установка по обжигу щелока натронной варки	132 500	2,84	0,13	95,3	265
5. Цементная промышленность:					
вращающаяся печь (сухой способ) 520 т/сут	136 000 (0,5—1 м/с)*	20,7	0,193	99,06	90,3
вращающаяся печь для обжига лепола (сухой способ) 470 т/сут	127 000 (0,8—1 м/с)*	6,33	0,074	98,85	30,0
вращающаяся печь (мокрый способ) 350 т/сут	145 000 (1,2—1,5 м/с)*	21,3	0,067	99,68	85,5
вращающаяся печь с кальцинатором (мокрый способ) 350 т/сут	145 000 (0,5—0,9 м/с)*	11,0	0,24	98,2	100
вертикальная печь	125 000	1,8	0,048	97,3	90,3
сушилка для сырого материала	36 000	49	0,119	99,75	471
цементная мельница	24 000	51,3	0,085	99,8	450,8
упаковочная машина	15 000	37,7	0,110	99,7	471
6. Химическая промышленность:					
печь для обжига пирита, 25 т/сут	9 500	3,22	0,047	98,5	683
то же, 29 т/сут	11 000	2,10	0,037	98,3	802
то же, 35 т/сут	13 000	1,20	0,0036	99,7	962
то же, 36 т/сут	14 000	4,11	0,036	93,5	552
кислотный туман из печи сжигания серы, 7,5 т/сут	2500	6,88	0,041	99,4	802
туман серной кислоты за башенным холодильником	4 300 (1,2—1,5 м/с)**	12,3	0,063	99,5	953
то же	5 000 (1,2—1,5 м/с)**	7,57	0,070	99,1	729
печь для обжига фосфорита	15 530	5,13	0,075	98,5	513
удаление тумана мышьяковой и серной кислоты	14 000	2,71	0,000005	99,99	856
отходящий газ для обогащения серной кислоты	23 500	12,37	0,05	99,6	360
элементарные пары серы из установки по сжиганию сероводорода	4 300	25,8	0,20	99,2	1 700
7. Обработка минерального сырья и солей:					
сушилка для бокситов, 180 т/сут	20 000	15,5	0,05	99,69	115
печь для обжига и обработки бокситов, 220 т/сут	44 000	5,0	0,06	98,8	180

Установка	Расход газа, м³/ч	Концентрация пыли, г/м³		К. п. д., %	Потребляемая мощность, Вт./1000 м³
		на входе	на выходе		
кальцинатор глинозема с многоциклонным пред- очистителем, 45 т/сут	14 500	300	0,03	99,99	465
сушилка для хлорида ка- лия	29 000	8,0	0,08	99,0	190
сушилка для фуллеровой земли	30 000	4,32	0,02	99,54	210
8. Цветная металлургия:					
вертикальная доменная печь: свинцовая руда	10 000	12,0	0,66	99,5	220
то же	16 000	6,35	0,15	97,5	190
обработка во вращающей- ся печи: цинковые руды	7 000	40	0,44	98,9	200
то же	12 500	13,2	0,061	99,53	160
вертикальная доменная печь: оловянные руды	9 700	5,0	0,034	99,29	180
то же	3 600	6,85	0,10	98,70	240
вертикальная доменная печь: сурьмяные руды	6 200	3,77	0,007	99,8	421
конверторы для выплавки меди	14 500	4,53	0,136	97,0	70,2
вращающаяся печь для железных руд, содержа- щих никель	45 000	27,7	0,065	99,76	270

* Линейная скорость в электрофилтре (Г. Функе, Zement, Kalk, Gips, 1959, v. 12, p. 189).

** То же (Р. Л. Котама, доклад № 29).

лями. Так, газы доменной печи часто пропускают через скруббер с разбрызгивающим устройством прежде, чем они поступают в электрофилтр (рис. X-36, а), тогда как отработавшие газы с низкой плотностью охлаждаются в котле-утилизаторе и промываются в кольцевом скруббере (рис. X-36, б). Газы из мартеновской печи также пропускают через котлы-утилизаторы, после того, как они отдали часть своего тепла кирпичной регенеративной насадке, и затем очищают в электрофилтрах и выбрасывают в атмосферу (рис. X-36, в).

Комбинирование скрубберов с трубами Вентури типа «Иматра» с электрофилтрами применяли в Европе для доменных печей [137]. Для подобной системы требуется значительное пространство, а также очень высокий вход в скруббер с трубами Вентури. Этого можно избежать, установив скруббер горизонтально ниже электрофилтра типа «Вентурион» (рис. X-37), благодаря чему образуется компактная конструкция, снижается потребление воды и уменьшаются затраты. Остаточное содержание пыли в

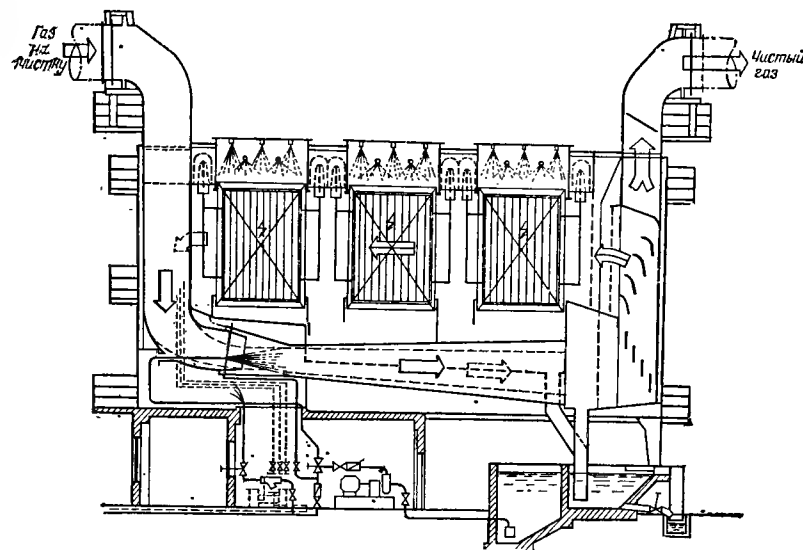


Рис. X-37. Установка электрофилтра со скруббером Вентури «Иматра» — электрофилтр «Вентурион».

чистом газе должно быть менее 0,9 мг/м³, в противном случае будут разрушаться сопла газовых горелок.

Для дымовых газов на электростанциях часто используют центробежные проточные или противоточные уловители многоячейкового циклонного типа (рис. X-38). Однако такое сочетание не всегда может успешно применяться. Например, при улавливании летучей золы из котлов, в которых сжигался уголь из месторождения в Новом Южном Уэльсе, обладающий исключительно высоким удельным сопротивлением, комбинированная установка дала более низкие к. п. д., чем один электрофилтр. Это объясняется тем, что механический улавливатель удаляет крупные частицы, которые, оказываясь, содействуют агломерации в электрофилтре.

Удаление крупной фракции частиц также приводит к прилипанию пыли, состоящей из мельчайших частиц, к электродам, что в значительной степени затрудняет ее последующее удаление путем стряхивания [440]. Осадить весь углерод (сажу) в электрофилтре практически невозможно из-за ее низкого удельного сопротивления, поэтому электрофилтр действует как агломератор. Чтобы добиться окончательной очистки, вслед за электрофилтром устанавливают низкоскоростные циклоны, а затем мешочные фильтры или скрубберы с трубами Вентури.

Повышение к. п. д. скрубберов с использованием электростатической агломерации перед скрубберами было продемонстрировано Уолкером [898] на опытной установке, очищающей пары, вы-

деляемые котлом натронной варки щелока. Доминирующим в такой системе является агломерация, происходящая в электрофильтре в результате осаждения и повторного увлечения частиц.

13. НОВЫЕ МЕТОДЫ ЭЛЕКТРОСТАТИЧЕСКОГО ОСАЖДЕНИЯ

Электростатическое осаждение на переменном токе

Круг и др. из лаборатории высокого напряжения Университета в Карлсруэ обнаружили, что перекрывающий потенциал имеет большее значение при переменном токе в неоднородном поле, чем при постоянном токе [496]. Поверхностный потенциал измеряли

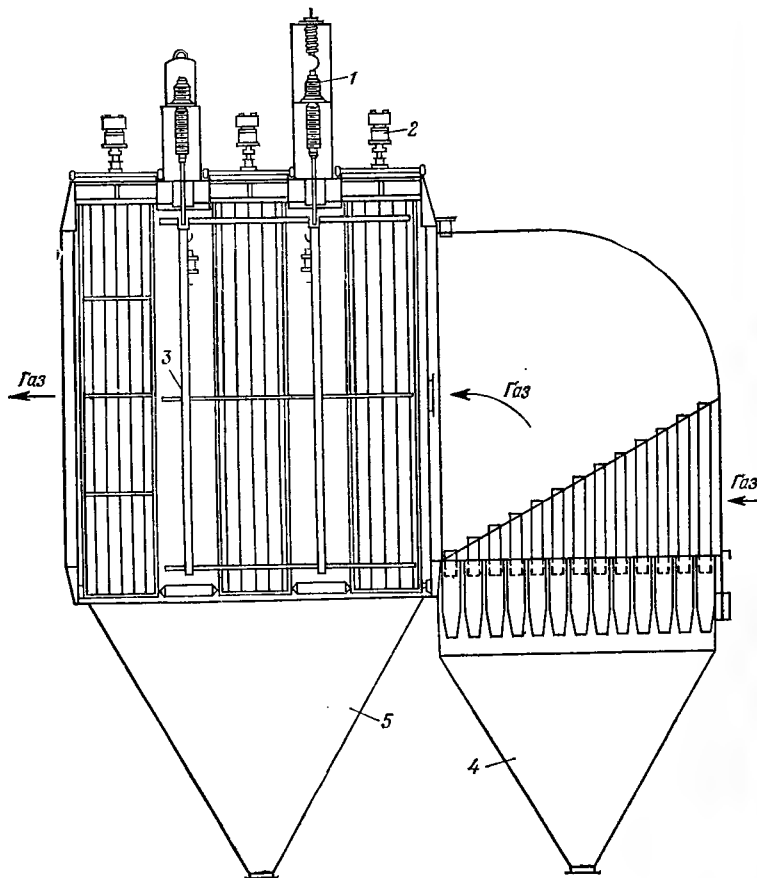


Рис. X-38. Электрофильтр, соединенный последовательно с многоциклонным уловителем, для очистки кабельных дымовых газов [920]:

1 — проходной изолятор для высоковольтного ввода; 2 — встряхиватель осадительных электродов; 3 — встряхиватель высоковольтных электродов; 4 — многоциклонный уловитель; 5 — электрофильтр с отрицательной короной.

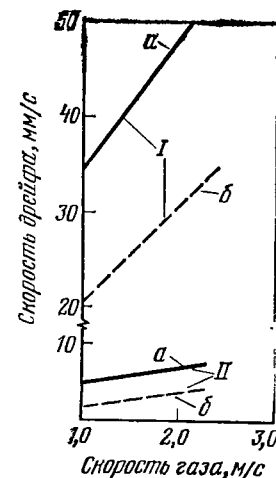
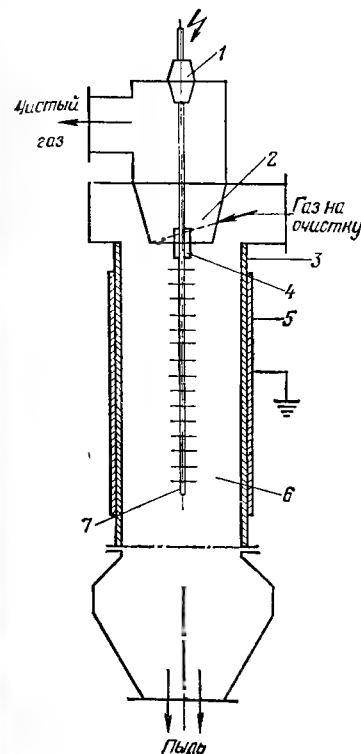


Рис. X-39. Модель циклонного электрофильтра переменного тока и характеристика его работы в сравнении с электрофильтрами переменного (I) и постоянного (II) тока, для двух видов ферросилициевой пыли [491]:

1 — изолированный вход для высоковольтного провода; 2 — выходная трубка; 3 — непроводящая пластина; 4 — изолированная направляющая; 5 — проводящая пластина; 6 — коронирующие электроды; 7 — коронирующий каркас; а — 45% FeSi; б — 75% FeSi.

в системе «острие — пластина», аналогичной той, которую используют для определения удельного сопротивления частиц с изолирующим слоем, покрывающим заземленную пластину.

Далее было установлено, что при переменном токе частотой 50 Гц происходит движение ионов под воздействием электрического ветра (отталкивания ионов от коронирующего электрода) и при этой частоте почти все частицы, имеющие одну полярность, успевают достигнуть осадительного электрода до того, как измеряется полярность. Это было подтверждено высокочастотным (2000 кадров в секунду) фотографированием. Данный метод особенно подходит для удаления пыли с высоким удельным сопротивлением (порядка 10^{11} Ом·м), которую обычно очень трудно улавливать. На основе лабораторных испытаний установлено, что этот метод может применяться для пыли с удельным сопротивлением $>10^9$ Ом·м и совсем непригоден для пыли с удельным сопротивлением $<10^7$ Ом·м.

Для опытной установки был разработан цилиндрический электрофильтр с тангенциальным входом диаметром 0,19 м, эффективной длиной 2,2 м и коронирующей проволокой диаметром 8 мм, на которой имелись острия с промежутками 30 мм. Установка была испытана на ферросилициевой пыли (45% FeSi, концент-

рация 0,6—1,8 г/м³, удельное сопротивление 1,3·10¹¹ Ом·м; 75% FeSi, концентрация 1,5—3,5 г/м³, удельное сопротивление 4,3·10¹¹ Ом·м) при температуре газа 90 °С, точке росы 7 °С. Для последнего вида пыли перекрывающий потенциал составлял 20—35 кВ (постоянный ток) и 25—50 кВ (переменный ток).

Доказано, что пыль, уловленная при переменном токе, является мелкозернистой и подвержена агломерации. Кроме того, пыль не липнет к осадительным пластинам, а падает в сборный бункер без стряхивания. Предлагаемая конструкция установки в натуральную величину показана на рис. X-39.

Экономическая проблема возникает в связи с тем, что при повышении температуры в электрофилтре до 100—200 °С, необходимо применять высокотемпературную (и дорогостоящую) изоляцию, такую как тефлон или полифениленоксид. Тем не менее, этот метод представляется обещающим для осаждения пыли с высоким удельным сопротивлением.

Электростатическое осаждение пространственным зарядом в турбулентном потоке

В обычных электрофилтрах, какие рассматривались выше, используется поле между коронирующим электродом (или заряженной пластиной) и трубкой (или пластиной) для осаждения заряженных частиц или капелек. Однако Хансон, Вилке и др. [322, 323] доказали, что пространственный заряд на частицах и каплях может заменить традиционную осадительную секцию. Физические характеристики системы, встроенной непосредственно в газопоток, по которому проходят насыщенные пылью газы, могла бы быть многоступенчатой системой. Ее можно описать следующим образом.

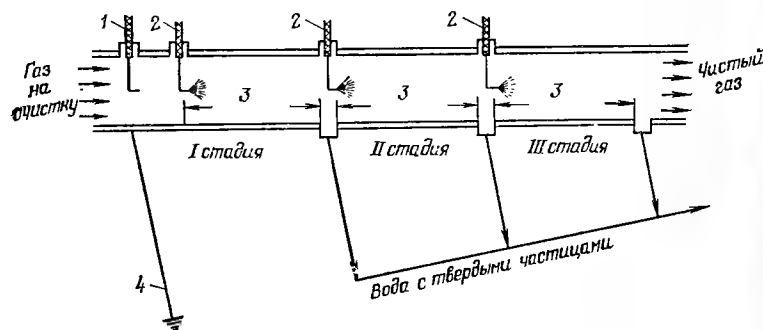


Рис. X-40. Предложение по трехступенчатому электрофилтру пространственного заряда [333]:

1 — коронирующий вводной провод; 2 — заряженные впрыскиваемые капельки воды; 3 — осадительные секции; 4 — заземленная стенка трубки.

Вода впрыскивается в газ для создания тумана, в котором капли приблизительно такого же размера, что и оригинальные частицы. Эта смесь проходит в трубчатый пучок, составленный из тонких металлических трубок, электрически заземленных контактом друг с другом и стенкой главного газохода. На входе в каждую трубку установлен высоковольтный проволоочный штырь для образования короны, которая заряжает как частицы, так и капли зарядом одного и того же знака. По мере того, как газ течет вниз по трубке, радиальное поле, образованное в трубке пространственным зарядом частиц и капель, заставляет как капли, так и частицы мигрировать к заземленной стенке трубки. Касаясь стенки частицы и капли разряжаются и коалесцируют, образуя текущую взвесь. Если газопоток имеет достаточный наклон, осажденный поток потечет из трубок и его можно будет легко удалить.

Так как осадительное поле образовано частицами и каплями, поле будет уменьшаться по мере того, как будет происходить осаждение, и осаждение будет замедляться. Если потребуется высокая степень осаждения, может быть использована вторая ступень осаждения с дальнейшим введением заряженных капелек для осаждения оставшихся частиц. Характерная система такого типа показана на рис. X-40.

Теоретически такая схема была рассмотрена Фейтом, Бустэни, Хансоном и Вилке [332], последние два автора [333] анализировали эту установку, сравнивая ее с обычными электрофилтрами с эффектом турбулентной диффузии и без него. Установлено, что требование к расчетной площади стенки аналогично требованиям к обычной установке, а расход энергии несколько больший. Однако реальная проблема заключается в том, чтобы обеспечить нужное количество отработанных капелек маленького размера. Для получения капель размером 5 мкм при скорости газа 50 м³/с потребовались воздушные распылительные сопла и объем необходимого воздуха составил бы примерно 14 м³/с, что практически неосуществимо. Если применить другие приспособления, вырабатывающие мельчайшие капельки (например, звуковые сопла), данный метод осаждения в некоторых особых случаях может быть выгодно использован.

ДРУГИЕ МЕТОДЫ И МЕХАНИЗМЫ ОБЕСПЫЛИВАНИЯ

В предыдущих главах не уделялось достаточного внимания свойствам частиц, которые в определенных условиях могут оказывать существенное влияние на их улавливание. Однако эти свойства следует рассмотреть, поскольку такие механизмы, как агломерация, наблюдаются при всех скоплениях частиц, а такие, как термическое осаждение, могут послужить основой новых разработок в области газоочистки. Увеличение степени агломерации частиц с помощью звуковых волн было использовано для получения агломератов очень маленьких частиц, которые можно затем улавливать обычными методами. Хотя этот метод технически осуществим, он нашел лишь ограниченное промышленное применение.

Термическое осаждение частиц происходит в тех случаях, когда в запыленный газовый поток вносится холодное тело. Хотя явление термического осаждения известно с прошлого столетия и тридцать лет назад была разработана удовлетворительная количественная теория, объясняющая его, метод не нашел применения в промышленных газоочистительных установках.

В этой главе в общих чертах будут рассмотрены теории агломерации и термического осаждения и указаны возможности их промышленного применения. Вкратце будут упомянуты другие механизмы (например, движение заряженных частиц в магнитном поле), которые могут послужить основой при разработке новых методов разделения частиц.

1. АГЛОМЕРАЦИЯ ЧАСТИЦ ПРИ БРОУНОВСКОМ ДВИЖЕНИИ

Простая теория агломерации частиц была разработана Смолуховским [781], который доказал, что скорость уменьшения числа частиц равна примерно квадрату числа присутствующих частиц. Это положение было в общих чертах подтверждено экспериментально [868, 939], а также описано в виде подробного обзора [961].

Рассмотрим пространство, содержащее некоторое число частиц d' , распределенных случайно, и сферу воздействия диаметром d' внутри этого пространства. Всякий раз, когда частица проникает в сферу воздействия, она становится ее частью, поэтому непосредственно на границе сферы будет существовать область, не содер-

жащая частиц пыли. Вследствие существования такой области возникает градиент концентрации между сферой и всем рассматриваемым пространством, поэтому частицы будут диффундировать к сфере с коэффициентом диффузии D . Если для расчета применять закон Фика (в сферических координатах), то число уловленных частиц будет функцией поверхности сферы (ее площадь $\pi d'^2$) в единицу времени и составит $2\pi d' D c$. Далее все частицы могут считаться центрами зон влияния для улавливания других частиц, тогда скорость улавливания можно выразить в виде

$$-\frac{dc}{dt} = \frac{c}{2} 2\pi d' D c = \pi d' D c^2 \quad (XI.1)$$

Коэффициент диффузии двух сталкивающихся частиц равен сумме их коэффициентов диффузии D_1 и D_2 , и величина D может быть заменена этой суммой. Таким же образом d' можно заменить на $(d'_1 + d'_2)/2$, где d'_1 и d'_2 — диаметры сфер влияния обеих частиц. Подставляя эти значения в (XI.1), получаем

$$-\frac{dc}{dt} = \frac{\pi}{2} (D_1 + D_2) (d'_1 + d'_2) c^2 \quad (XI.2)$$

Эйнштейн (см. раздел 4 в гл. VII) предложил для коэффициента диффузии D следующее выражение

$$D = CkT/3\pi\mu d$$

Это уравнение было выведено при условии выполнения закона Стокса и с учетом поправочного коэффициента Куннингхема C на проскальзывание. Подставляя значения коэффициентов диффузии D_1 и D_2 из уравнения (VII.23) для частиц диаметрами d_1 и d_2 , получим

$$\begin{aligned} -\frac{dc}{dt} &= \frac{CkT}{3\pi\mu} \left(\frac{1}{d_1} + \frac{1}{d_2} \right) \frac{\pi}{2} (d'_1 + d'_2) c^2 = \\ &= \frac{CkT}{6\mu} \left(\frac{1}{d_1} + \frac{1}{d_2} \right) (d'_1 + d'_2) c^2 \end{aligned} \quad (XI.3)$$

Если влияние частиц таково, что они соединяются при соприкосновении, то d'_1 и d'_2 идентичны диаметрам частиц. Если же между частицами действуют другие силы (например, электростатические или термические), то сферы влияния могут быть больше (или меньше) реальных диаметров частиц. Принято сферу влияния частиц выражать в виде произведения истинного диаметра частицы d на коэффициент влияния S (где S представляет собой отношение диаметра сферы влияния к истинному диаметру частицы). Тогда уравнение (XI.3) может принимать вид

$$-\frac{dc}{dt} = \frac{CkTS}{6\mu} \cdot \frac{(d_1 + d_2)^2}{d_1 d_2} c^2 \quad (XI.4)$$

Если все частицы имеют одинаковые размеры, т. е. аэрозоль монодисперсен, то $d_1=d_2=d_3=\dots=d_n$ и уравнение (XI.4) упрощается

$$-\frac{dc}{dt} = \frac{2CkTS}{3\mu} c^2 \quad (XI.5)$$

Таким образом, скорость агломерации монодисперсного аэрозоля не зависит от размеров частиц (исключение состоит лишь в том, что размер частиц входит в первый коэффициент поправки Каннингхема C). Уравнение (XI.5) можно проинтегрировать, предположив, что все условия агломерации постоянны и поправочный коэффициент Каннингхема постоянен

$$\frac{1}{c} = \frac{1}{c_0} + \frac{2}{3} \cdot \frac{CkTS}{\mu} t \quad (XI.6)$$

где c_0 — концентрация частиц при времени t_0 .

Выражение $2CkTS/3\mu$ называют константой коагуляции κ . Ниже приведены экспериментальные значения константы для различных аэрозолей [299, 316]:

	$\kappa \cdot 10^9, \text{ м}^3/\text{с}$
Порошок кремнезема в электрическом поле	2,8—3,7
Оксид цинка (получен электродным способом)	1,9
Оксид магния	0,83
Оксид кадмия	0,80
Оксид железа	0,66
<i>n</i> -Ксилон-азо- β -нафтол	0,63
Стеариновая кислота	0,51
Олеиновая кислота	0,51
Хлорид аммония	0,51
природный	0,43
при относительной влажности 46%	0,50
Парафин	0,49
Смола	

Теоретическое значение константы коагуляции при стандартных условиях: для воздуха при 25°C и давлении 100 кПа и при условии, что $S=2$, оно составляет $0,51 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3/\text{с}$, что блестяще соответствует данным, полученным для аэрозолей стеариновой и олеиновой кислоты, которые практически монодисперсны и не несут электрических зарядов. Разница в значениях константы, полученных для других аэрозолей, которая всегда больше теоретической величины, объясняется следующими причинами:

- а) аэрозоли не монодисперсны, поэтому значение κ несколько увеличивается;
- б) частицы аэрозоля несут электрический заряд, что может привести к значительному увеличению κ ;
- в) наличие влажности ведет к уменьшению скорости коагуляции до тех пор, пока при очень высокой влажности (относительная влажность более 60%) не возникает противоположное явление.

Для смесей маленьких и крупных частиц дыма было отмечено, что маленькие частицы исчезают вследствие их агломерации с крупными частицами. На это в уравнении (XI.4) указывает член, содержащий размеры частиц.

Изменение скорости агломерации может быть рассчитано из отношения $(d_1+d_2)^2/d_1d_2$, которое равно единице для монодисперсного аэрозоля. Если аэрозоль состоит из двух групп различных частиц и отношение их диаметров очень велико, например $d_1:d_2=1:50$, то влияние на скорость коагуляции весьма значительно [939]:

Размер частицы, сталкивающейся с частицей единичного размера	1	2	5	10	25	50	100
$\frac{(d_1+d_2)^2}{4d_1d_2}$	1,00	1,13	1,80	3,02	6,76	12,74	25,5

Если же аэрозоль состоит из частиц примерно одного размера, что чаще всего наблюдается на практике, то это влияние намного меньше:

$\frac{d_1 \cdot d_2}{(d_1+d_2)^2}$	1:1	От 1:1 до 2:1	От 1:1 до 5:1	От 1:1 до 8:1
$\frac{4d_1d_2}{(d_1+d_2)^2}$	1,0	1,06	1,19	1,27

Значения, приведенные выше, были рассчитаны на основе предположения, что рассматриваемые частицы представляют собой группы одинакового размера в соотношении от 1:1 до 1:8 (от 1 до 8 диаметров).

Если частицы малы (менее 0,5 мкм), то поправка первого порядка, вводимая поправочным коэффициентом Каннингхема, становится значительной и в более простом виде может быть записана в виде:

$$C = 1 + 2A\lambda/d$$

где λ — длина свободного пробега молекул газа;

$$A = 1,257 + 0,400 \exp - \left(\frac{1,1d}{2\lambda} \right)$$

Она может рассматриваться как приблизительно постоянная величина в поправке первого порядка. Это выражение может быть введено в интегральную форму уравнения скорости коагуляции:

$$\frac{1}{c} = \frac{1}{c_0} + \frac{4kT}{3\mu} \left(1 + \frac{2A\lambda}{d} \right) t \quad (XI.7)$$

Отсюда видно, что константа коагуляции κ в действительности не является постоянной величиной, а уменьшается в процессе коагуляции; значение C тоже уменьшается и приближается к единице. Экспериментально это было показано, как и следовало ожидать, только для очень маленьких частиц.

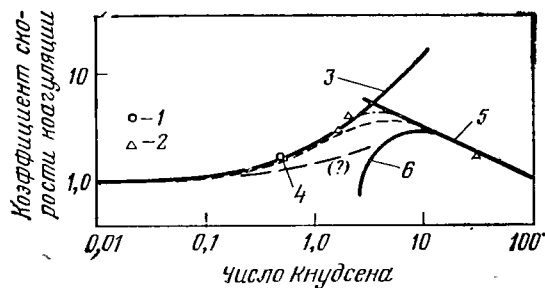


Рис. XI-1. Изменение скорости коагуляции частиц с числом Кнудсена [365]:

1 — Паттерсон и Кавуд; 2 — Кавуд и Вайтлоу — Грэй; 3 — Стокс — Каннингхем; 4 — Фукс; 5 — теория свободных молекул; 6 — расширение теории свободных молекул.

Вторым фактором, влияющим на константу коагуляции κ и приводящим к несколько более высоким ее значениям по сравнению с рассчитанными по классическому уравнению Смолуховского, является наличие между частицами сил Ван-дер-Ваальса. Однако влияние, оказываемое этими силами, исчисляется величиной, не более нескольких процентов (самое большое — 10%) [314], поэтому в большинстве расчетов газоочистительного оборудования ею можно пренебречь.

Теория Смолуховского (в которой среда считается сплошной) и ее модификация для частиц малых размеров, диаметр которых составляет не более половины средней длины свободного пробега молекул газа λ , хорошо соответствует экспериментальным данным для чисел Кнудсена ($2M/d$) вплоть до 5. Попытки видоизменить теорию были предприняты Фридландером [277], Забелем [960], Фуксом [285] и Хайди и Брокком [345]. Фридландер предположил, что эти очень маленькие частицы должны диффундировать как молекулы газа, поэтому коэффициент диффузии Стокса — Эйнштейна необходимо заменить коэффициентом молекулярной диффузии газа. С другой стороны, Зебель [960] допускал, что среда повсюду постоянна за исключением области, непосредственно прилегающей к частице в пределах расстояния λ . Как подчеркнули Хайди и Брок [365], в этой области не учитывается столкновение с другими молекулами газа, что приводит к получению ошибочных результатов из-за слишком упрощенного описания явления.

Фукс исходил из тех же предпосылок, что и Зебель, однако он предполагал, что в пограничном слое аэрозоля существует скачок концентрации частиц. Фукс [285] применил эмпирический подход, используя известные пограничные условия для больших и малых чисел Кнудсена с тем, чтобы полученные им результаты совпадали с этими значениями. Хайди и Брок [365] использовали кинетическую теорию газов.

На рис. XI-1 представлены результаты, отражающие видоизмененную теорию Смолуховского, теорию Фукса и теорию свободных молекул Хайди и Брока, а также показаны экспериментальные данные для скорости коагуляции, полученные Паттерсоном, Кавудом и Вайтлоу — Грэем. Можно видеть, что теория свободных молекул, вероятно, дает наилучшие результаты для $Kn=30$,

тогда как классическая теория применима при $Kn < 2$. В переходной области наиболее эффективной может быть теория Фукса [365]. Расчет поправочного коэффициента S для больших чисел Кнудсена представляет трудности, но для приблизительных расчетов можно использовать значения из графиков на рис. XI-1.

Влияние заряда на скорость коагуляции частиц очень сложно, и экспериментальные данные по этому вопросу противоречивы. Если все частицы несут заряды одинакового знака, это замедляет коагуляцию, тогда как разноименные заряды, возникающие на частицах в сильном электрическом поле [299], ускоряют агломерацию. Методы расчета с учетом электрических зарядов частиц можно найти в литературе [315]. Влияние температуры, давления и вязкости на скорость агломерации может быть рассчитана из изменения константы коагуляции κ при изменении температуры, вязкости и поправочного коэффициента Каннингхема (который представляет собой сложную зависимость длины среднего свободного пробега молекул газа от температуры, давления и вязкости), т. е. $(4CkT/3\mu)$ при $S=2$.

Брок и Хайди [134] и Зебель [961] рассматривали влияние различных сил, включая электрические, магнитные и центробежные, а также неоднородное состояние окружающего газа, т. е. градиенты температуры и давления и разрывы поля. К сожалению, их результаты невозможно использовать непосредственно для конкретных расчетов, но первые из этих исследователей подчеркивают, что направленное движение аэрозолей, обусловленное такими неравновесными факторами, может значительно влиять на скорость коагуляции даже для частиц маленьких размеров.

2. УВЕЛИЧЕНИЕ СКОРОСТИ АГЛОМЕРАЦИИ ПРИ ПЕРЕМЕШИВАНИИ

Скорость агломерации частиц может быть увеличена путем перемешивания газа для обеспечения турбулентности, при которой возрастает число соударений. Для сферических частиц диаметром d , находящихся в среде с ламинарным течением и при градиенте скорости, перпендикулярном к линиям тока, dy/dx , скорость агломерации равна

$$-\frac{dc}{dt} = \frac{4}{3} d^3 c^2 \frac{dy}{dx} \quad (XI.8)$$

Показано, что при обдувке аэрозольного облака с помощью вентилятора потери скорости обусловлены комбинированным эффектом броуновской коагуляции и потерями на лопастях и на кожухе вентилятора [298]

$$-\frac{dc}{dt} = \kappa c^2 + \beta c = -\left(\frac{dc}{dt}\right)_\kappa - \left(\frac{dc}{dt}\right)_\beta \quad (XI.9)$$

где β — константа потерь, индексы κ и β относятся к членам, означаям коагуляцию и потери.

Экспериментально показано, что значение κ изменяется с течением времени приблизительно на 50%, тогда как значение β линейно растет во времени. Предполагают, что перемешивание можно использовать в качестве метода агломерации аэрозоля, тогда эти величины необходимо найти экспериментально.

Конечно, в общем случае увеличение скорости перемешивания ведет не только к увеличению турбулентности; при этом появляются новые поверхности, на которых могут оседать частицы аэрозоля. Поскольку эти частицы аэрозоля удаляются из газа при любом контакте с лопастями вентилятора, то при увеличении скорости его вращения будет достигнута большая скорость удаления частиц.

Подобные рассуждения справедливы и в том случае, когда газовый поток пропускают через уплотненный слой насадного материала с извилистыми проходами; при этом турбулентность газового потока возрастает и создаются новые поверхности осаждения при продувке газа через эти проходы.

3. УСКОРЕНИЕ АГЛОМЕРАЦИИ С ПОМОЩЬЮ ЗВУКОВЫХ ВОЛН

Возможно, наиболее эффективный метод быстрой агломерации частиц или капель в более крупные агрегированные единицы, которые затем можно осаждают в обычных пылеулавливающих установках (например в циклонах), заключается в пропускании пылевого облака или тумана через колонну, в которой газ подвергается воздействию стоячих звуковых волн. Когда через облако, помещенное в узкую трубку, пропускают звуковые волны низкой интенсивности, вначале дым появляется в виде колец, поскольку частицы начинают мигрировать к точкам пучности волны. Затем флуккуляция становится заметной и в дыме можно различить гранулы. Хлопья увеличиваются и либо оседают на стенках, либо собираются в антинодальных плоскостях, образуя слоистые структуры, напоминающие отчасти столбики пыли, образующиеся в пучностях волн в классической трубке Кундта [720]. Наиболее обширный обзор работ по теории агломерации с помощью звуковых волн и практическому применению метода опубликован Медниковым [567].

Механизм акустической флуккуляции до конца не выяснен, но можно предположить, что он сочетает следующие три фактора [119]: совместное колебание частиц и газа, так называемая ортокинети́ческая коагуляция [114]; давление звукового излучения [438] и гидродинамические силы притяжения и отталкивания между соседними частицами.

Ортокинети́ческая коагуляция. При пропускании стоячих звуковых волн через газ, содержащий облако пыли, частицы в зависимости от их размера и частоты колебаний могут колебаться вместе с газом, если частота звуковых колебаний невелика, и будут отставать, если частота увеличивается. При очень высоких частотах

крупные частицы будут оставаться практически неподвижными, тогда как более мелкие будут колебаться. Кениг [460] вывел уравнение, определяющее степень участия сферической частицы в колебаниях газа

$$\frac{u_r}{u_q} = \left[\frac{1 + 3b + 9b^2/2 + 9b^3/2 + 9b^4/4}{a^2 + 3ab + 9b^2/2 + 9b^3/2 + 9b^4/4} \right]^{1/2} \quad (XI.10)$$

где u_r и u_q — скорость амплитуды соответственно газа и частицы; $a = 1/3(1 + 2\rho_q/\rho_r)$; $b = 2/(d\sqrt{\mu\tau}/\rho_r\pi)$; ρ_q и ρ_r — плотность соответственно частицы и газа; τ — период колебаний.

Это уравнение нельзя решить простыми методами, поэтому Брандт, Фрейнд и Хидеман [114] предложили более простое уравнение, которое, как было показано [721], приводит практически к тем же результатам. В этой теории исследователи не учитывают выталкивающую силу, действующую на частицу со стороны газа, и предполагают, что относительное движение частицы через газовый поток подчиняется закону Стокса. Последнее предположение справедливо при значениях чисел Рейнольдса менее 0,2 (с. 199 сл.). Ниже приведены скорости частиц в воздухе, для которых применяется эта теория:

Диаметр частиц, мкм	1	2	4	10
Коэффициент C	1,3	1,15	—	—
Скорость частиц, м/с	6	3	1,5	0,6

Поскольку скорость элемента воздуха в пучности волны составляет около 2,5 м/с при частоте 10 кГц, то предположение о выполнении закона Стокса справедливо для частиц размерами менее 3 мкм для этой и более низких частот. При более высоких частотах предположение справедливо для частиц меньших размеров.

Отношение амплитуды колебания частицы X_q к амплитуде колебания газа X_r при упомянутых выше предположениях задается уравнением [114]:

$$\frac{X_q}{X_r} = \frac{1}{\left\{ \frac{\pi d^2 \nu \rho_q}{9\mu C} + 1 \right\}^{1/2}} \quad [(XI.11)]$$

где ν — частота; C — поправка Каннингхема.

При постоянных плотности частиц ρ_q и вязкости газа выражение $\pi d^2 \nu \rho_q / 9\mu$ постоянно, тогда поправочный коэффициент Каннингхема тоже можно считать приблизительно постоянным; таким образом, уравнение (XI.11) упрощается до выражения

$$\frac{X_q}{X_r} \approx \frac{1}{(Kd^4\nu^2 + 1)^{1/2}} \quad (XI.12)$$

где $K = \pi\rho_q/9\mu C$.

Уравнение (XI.12) можно вывести и из формулы Кенига (XI.10), если ввести в него некоторые ограничения [114].

Для частиц с единичной плотностью, колеблющихся в воздухе, были построены графики для частиц (рис. XI-2) в диапазоне относительных амплитуд 1—100 кГц. Для высоких частот (50 и 100 кГц) кривые следует рассматривать только в качестве приближенных решений, поскольку предположения о выполнении закона Стокса становятся неоправданными.

На рис. XI-2 показано, что, начиная с некоторого размера, частицы раскачиваются одновременно с качаниями (колебаниями) газа. Этот размер может быть назван критическим размером частиц для данной частоты; точно так же можно найти критическую частоту для данного размера частиц. Критический размер частиц на графике изображается точкой, где кривые входят в область крутого наклона после начального пологого снижения; этот переход происходит при значении $X_q/X_r \approx 80\%$, что показано на рис. XI-2 пунктирной линией. Подставляя в уравнение (XI.12) вместо X_q/X_r величину 0,8, можно получить приблизительное значение критического диаметра частиц $d_{кр}$

$$d_{кр}^2 v \approx 4 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с} \quad (\text{XI.13})$$

или, в более общем случае, из уравнения (XI.11)

$$\left[\frac{d_{кр}^2 \rho_q v}{C_{\mu}} \right]_{кр} = 2,16 \quad (\text{XI.14})$$

Уравнения (XI.13) и (XI.14) показывают, что в первом приближении между критическим размером частиц и частотой колебаний газа существует единственное соотношение; для частиц размером менее 7 мкм это отношение выполняется при частотах выше 1 кГц и распространяется в ультразвуковую область. Эти уравнения по-

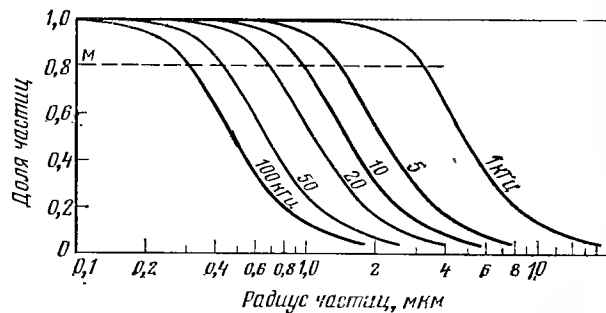
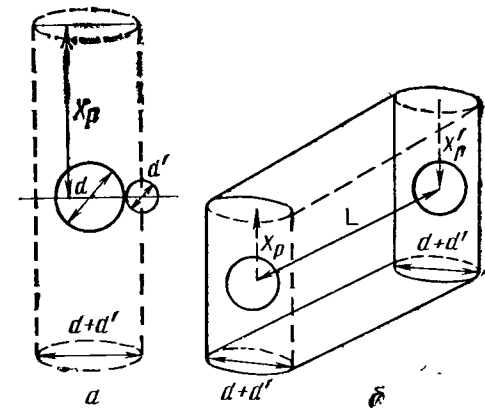


Рис. XI-2. Влияние частоты звуковой волны на долю частиц единичной плотности и различного радиуса, подвергающихся колебанию вместе с газом (пунктирная линия указывает на размер частиц, выше которого практически все они считаются колеблющимися с газом) [114].

Рис. XI-3. Объем, охватываемый колеблющейся частицей:

a — частица колеблется вокруг одной точки; b — полный объем, охватываемый колеблющейся частицей при ее приближении к пучности.



звolyют легко определить критическую частоту или критический размер частиц.

Из уравнений движения частицы становится возможным вычислить объем, внутри которого частица будет сталкиваться с другими частицами и коагулироваться (зона агрегации). Амплитуда колебаний газа может быть найдена из уравнения

$$X_r = A \sin(2\pi a/\lambda) \quad (\text{XI.15})$$

где A — амплитуда в пучности (максимальная); λ — длина волны; a — расстояние от узловой точки.

Подставляя уравнение (XI.15) в (XI.11), получаем

$$X_q = \frac{A \sin(2\pi a/\lambda)}{\left\{ \left[\frac{\pi d^2 v \rho_q}{9\mu C} \right]^2 + 1 \right\}^{1/2}} \quad (\text{XI.16})$$

Объем, охватываемый колеблющейся частицей, можно определить, пренебрегая размерами крышек цилиндра (рис. XI-3, a), как $\pi(d+d')^2 X_q/4$.

Частица движется к пучности волны также под действием давления звукового излучения; через промежуток времени t , пройдя расстояние L , она будет иметь другую амплитуду X'_q . За этот период времени она охватит объем (рис. XI-3, b):

$$V_a = (X_q + X'_q) (d+d') [L + \pi/4 (d+d')] \quad (\text{XI.17})$$

Если период времени был достаточен для того, чтобы частица достигла пучности, то значение X_q достигнет максимума

$$X_{q,\max} = \frac{A}{\left\{ \frac{\pi d^2 v \rho_q}{9\mu C} + 1 \right\}^{1/2}} \quad (\text{XI.18})$$

и охваченный объем будет равен

$$V_{a,\max} = (X_q + X'_{q,\max}) (d+d') [\lambda - a + \pi/4 (d+d')] \quad (\text{XI.19})$$

Эффективность коагуляции можно рассчитать из отношения V_a/V , где V — общий объем камеры, в которой находится облако,

причем величину X_c рассчитывают на основе критического размера частиц для данной частоты колебаний.

Скорость движения частицы по направлению к пучности волны может быть рассчитана исходя из *давления звукового излучения* колеблющегося газа [438, 721]. Если диаметр сферы мал по сравнению с длиной волны λ , то сила может быть приблизительно найдена из выражения

$$F_r = \frac{5}{12} \cdot \frac{\pi^2 d^3}{\lambda} \bar{E} \sin(2\pi a/\lambda) \quad (XI.20)$$

где F_r — давление излучения, Па; $\bar{E}$ — интенсивность энергии, Дж/м³.

Максимум будет достигнут при $a = \lambda/4$, т. е. на половине расстояния между узлом и пучностью, и будет равен

$$F_{r,\max} = \frac{5}{12} \cdot \frac{\pi d^3}{\lambda} \bar{E} \quad (XI.21)$$

Эта сила будет действовать против газового потока, который в соответствии с предположением находится в области действия закона Стокса. Скорость частицы по направлению к пучности задается уравнением

$$\frac{dl}{dt} = F_{r,\max} \frac{C \sin(2\pi a/\lambda)}{3\pi \mu d} \quad (XI.22)$$

решением которого является

$$l = \frac{\lambda C}{2\pi} \arctg \left(\operatorname{tg} \frac{2\pi a}{\lambda} e^{Bt} \right) \quad (XI.23)$$

где

$$B = \frac{5}{9} \cdot \frac{\pi^2 d^2 E}{\lambda^2 \mu} \quad (XI.23a)$$

Как в узловой точке, так и в точке пучности скорость, обусловленная давлением звукового излучения, равна нулю. Значение амплитуды может быть получено при использовании выражения $2\pi a/\lambda = \pi/6$ для начальной точки и $2\pi a/\lambda = \pi/3$ для конечной точки; тогда $t = (\ln 3)/B$ и для частицы размером 2 мм при 20°C в воздухе и при частоте 10 кГц $t = 1,07 \cdot 10^5$. Так, если интенсивность энергии составляет приблизительно 1 Дж/м³, то $t = 10$ с. Расчет времени, необходимого частице для перемещения на короткое расстояние (порядка радиуса частицы) в области пучности, укажет желаемое время пребывания частиц в акустическом поле.

Если сферы находятся в состоянии покоя в колеблющейся среде, они будут взаимно притягиваться в том случае, когда линия их центров перпендикулярна направлению колебаний, и будут взаимно отталкиваться, если линия их центров параллельна направлению колебаний. Эти гидравлические силы были использованы Кенигом для объяснения явлений, наблюдаемых в трубке Кундта.

Для двух сфер диаметрами d и d' , отстоящих друг от друга на расстоянии l , сила притяжения F_h , действующая по линии, соединяющей их центры и перпендикулярной направлению колебаний, определяется уравнением

$$F_h = \frac{3\pi\rho}{128} d^2 d'^3 \frac{(\Delta v)^2}{l^4} \quad (XI.24)$$

где Δv — относительное изменение (амплитуда) скорости сфер.

Если обе частицы имеют одинаковые размеры ($d = d'$), то уравнение (XI.24) переходит в

$$F_h = \frac{3\pi\rho}{128} d^6 \frac{(\Delta v)^2}{l^4} \quad (XI.25)$$

Если сопротивление газового потока сближению частиц подчиняется закону Стокса, то скорость частиц навстречу друг другу будет равна

$$\frac{dl}{dt} = \frac{128\mu l^4}{\rho d^5 (\Delta v)^2} \quad (XI.26)$$

и время, необходимое для того, чтобы частицы прошли расстояние l и соприкаснулись друг с другом (d), будет найдено интегрированием уравнения (XI.26)

$$t = \frac{(\Delta v)^2 \rho}{384\mu} \left(d^2 - \frac{d^5}{l^3} \right) \quad (XI.27)$$

Расчеты, основанные на уравнениях Брандта и др. [114], показывают, что при частотах до 50 кГц основным механизмом агломерации является ортокинетическая коагуляция, а гидродинамические силы, существующие между частицами, не участвуют в агломерации. При сверхвысоких частотах — порядка сотен кГц, когда ортокинетической коагуляцией можно пренебречь, основной агломерирующей силой становятся гидродинамические.

Было указано [109], что первоначальная теория Хидемана основана на различных упрощающих допущениях, которые справедливы не при всех условиях. Например, Хидеман использовал силы Бернулли для определения сил притяжения между двумя сферами, а затем использовал уравнение сопротивления Стокса в области $Re > 0,2$, где это невозможно.

В ранних работах не учитывали также влияние акустической турбулентности в полях высокой интенсивности при низкой турбулентности, что было недавно отмечено Матулой [564] и Подошерниковым [651, 652]. Теоретическое значение гидродинамических сил было исследовано Пшеной-Севериным [664], который пришел к выводу, что наряду с ортокинетической коагуляцией они представляют собой существенный фактор в процессе агломерации частиц диаметром от 3 до 30 мкм в относительно низкочастотных акустических полях. Кроме того, Тимошенко изучал взаимодействие

между частицами в акустическом поле в области течения Стокса и дал математическое описание процесса, происходящего при агломерации двух частиц различного размера. Эти выражения были далее использованы в системах, типичных для промышленных газочистительных установок, а именно для пары частиц размером 1 и 2 мкм и 3 и 4 мкм, соответственно, с плотностью либо 1, либо 2,5 г/см³ и при расстоянии между частицами 100—200 мкм и акустической интенсивности от 70 до 170 мм/с.

При графическом изображении отмечены максимумы во взаимном смещении частиц, причем эти максимумы сдвигаются к низким частотам при увеличении радиуса частицы, тогда как при увеличении интенсивности звука пропорционально растет и взаимное смещение частиц. При повышении плотности частиц увеличивается и взаимное смещение частиц, и максимум сдвигается к более низким частотам. Далее анализ показывает, что при увеличении частоты резко возрастает взаимное смещение в единицу времени, достигая максимума для тяжелых частиц больших размеров при многих сотнях кГц и при нескольких кГц для маленьких частиц. Это указывает на то, что звуковые волны большой интенсивности при частоте менее 1 кГц могут значительно увеличить скорость агломерации частиц.

Как было указано, не найдено строгой взаимосвязи между всеми механизмами акустической агломерации, но все вышеизложенное может помочь в определении порядка величин, влияющих на агломерацию облака или тумана.

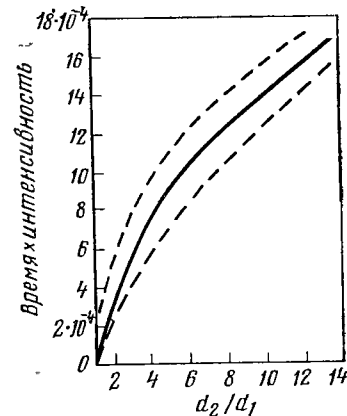
Применение звуковых волн для удаления аэрозоля из газов зависит от ряда факторов [108, 598]: частоты и интенсивности звука, концентрации и турбулентности аэрозоля и времени пребывания. С помощью уравнений (XI.13) и (XI.14) показано, как колебания частицы зависят от частоты звука. Облако дыма или тумана содержит смесь частиц различных размеров, поэтому на практике можно применять ряд частот, больших чем несколько кГц. В промышленных установках используют звуковые генераторы, работающие при частотах порядка 1—4 кГц [198], поскольку при более высоких частотах труднее получить необходимую интенсивность звука. Звуковые агломерационные системы требуют очень большой акустической мощности или интенсивности звука. Пороговое значение для заметной флокуляции составляет 10—10,8 Вт/м², тогда как для промышленных установок необходимы значения свыше 11,5 Вт/м² [598].

Концентрация частиц размером 1—10 мкм должна быть не менее 1—2 г/м³, наиболее подходящей концентрацией является 5 г/м³. Если концентрации слишком высоки (около 200 г/м³), возможны потери акустической энергии в связи с затуханием звука в аэрозоле [198]. В некоторых случаях целесообразно добавить в аэрозоль водяной туман [108]*.

* См. также Olaf J. — Staub, 1965, v. 22, p. 513.

Рис. XI-4. Корреляция между флокуляцией и интенсивностью звука [598]:

пунктирные кривые ограничивают пределы разброса; сплошная кривая — нагрузка аэрозоля TiCl₄ 5,75 г/м³, частота 1,5 кГц.



Показано также, что турбулентность, создаваемая акустическим полем, способствует агломерации.

Время пребывания аэрозоля в акустическом пылеуловителе, как показано теоретически, имеет важное значение для степени достигаемой агломерации. Экспериментально найдено, что показатель агломерации I , представляющий собой соотношение конечного и начального среднего диаметра частиц, является функцией произведения времени пребывания на интенсивность поля (рис. XI-4). В промышленной практике время контакта составляет 4 с и может быть уменьшено до 2 с, если интенсивность больше 13 Вт/м² [108].

Акустические генераторы. Звуковые волны большой мощности могут быть получены четырьмя способами:

- а) колебаниями пьезоэлектрических кристаллов или керамики (кварц, турмалин или соль Рошеля, керамический титанат бария);
- б) звуком, вызванным колебаниями цилиндра;
- в) свистком статических генераторов;
- г) звуком сирен динамического генератора.

Первые два типа генераторов используются в основном в лабораториях. С помощью пьезоэлектрических кристаллов получают звуки высокой частоты, но невозможно достичь большой интенсивности звука, необходимой для промышленных установок. Звуковые волны, генерируемые колеблющимся металлическим стержнем, были использованы в классической трубке Кундта. Эта два устройства могут быть полезны для получения интенсивного звука высокой частоты, особенно в небольших установках.

Электромагнитный звукогенератор, описанный Клером [718] (рис. XI-5, а), состоит из твердого дюралюминиевого цилиндра с поддерживающей перемычкой 2 и направляющим кольцом 5, выполненными из того же материала. Направляющее кольцо выходит к кольцевому зазору 6 закрытого магнита 9 и действует как одновитковая вторичная обмотка трансформатора, первичной обмоткой которого является индукционная катушка 8 магнита. При подаче на индукционную катушку 200 Вт от усилителя создается звук высокой интенсивности и частотой 10—20 кГц.

Другим видом акустического генератора, где используются колебания металлического стержня, является воздушный струйный свисток (рис. XI-5, б), состоящий из цилиндрического стержня 11,

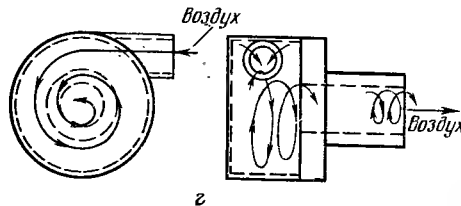
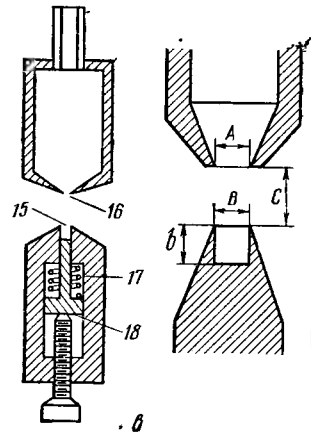
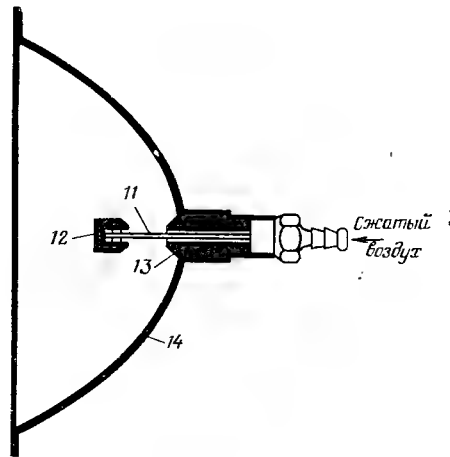
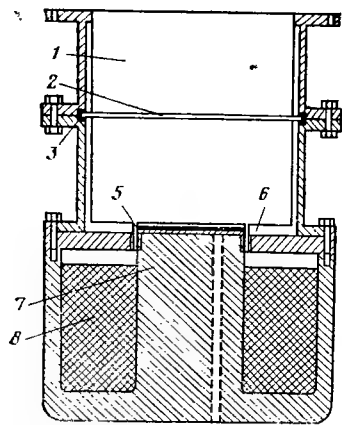


Рис. XI-5. Акустические генераторы:

а — электромагнитный акустический генератор [718]; б — стержневой струйный свисток [108]; в — свисток Хартмана [108]; г — вихревой свисток [108]; 1 — вибратор; 2 — поддерживающая перемычка; 3 — резиновые прокладки; 4 — корпус вибратора; 5 — направляющее кольцо; 6 — кольцевой зазор; 7 — направляющая обмотка; 8 — индукционная катушка; 9 — магнит; 10 — экранированный кабель к усилителю; 11 — стержень; 12 — резонатор; 13, 16 — сопла; 14 — отрагатель; 15 — резонирующая полость; 17 — пружина; 18 — плунжер.

помещенного по оси сопло-резонаторной системы 12. С помощью этого устройства можно получать звуковые колебания высокой интенсивности (12 Вт/м^2) и частотой между 9 и 15 кГц при небольших давлениях на сопле (210 кПа).

Свистки подразделяются на два типа. В первом из них струя воздуха попадает в резонирующую полость, тогда как во втором воздух подается по касательной в кольцевую трубу, где создается вихрь, а затем выходит по оси, производя громкий звук.

Первые свистки с резонаторами были разработаны Галтоном (1883) и затем модифицированы Хартманом; обычно их называют свистками Хартмана (рис. XI-5, в). Они были использованы в диапазоне частот от 10 до 100 кГц, и в первоначальном виде (по Хартману) эффективность свистков составляла около 4%. Размеры аппаратуры, предложенные Хартманом, должны были соответствовать следующим условиям: диаметр сопла A должен быть равен диаметру резонатора B и глубине резонирующей полости b . Интенсивность звука I_0 , генерируемого свистком Хартмана, может быть рассчитана из уравнения [341]

$$I = 3,0B^2 \sqrt{(P - 0,9)W} \quad (\text{XI.28})$$

где $B = 2-6 \text{ мм}$; P — избыточное давление 210—350 кПа; $A = B = b$ во всех случаях (см. рис. XI-5, в).

В одной из модификаций свистка Хартмана [106] достигалась эффективность вдвое больше, чем в первоначальной конструкции; для этого диаметр резонатора был увеличен по отношению к диаметру сопла более чем на 30% ($B/A \geq 1,3$). Кроме того, при помещении сопла во вторичную резонаторную полость удалось повысить общую эффективность свистков до 20%.

Вихревые свистки (рис. XI-5, г) были исследованы Воннегутом [892, 893], который предложил следующую приближенную формулу для определения частоты испускаемых звуковых волн

$$\nu = \alpha \left(\frac{U_s}{\pi D} \right) \sqrt{\frac{P_1 - P_2}{P_2}} \quad (\text{XI.29})$$

где α — константа (< 1), учитывающая потери на трение; U_s — скорость звука; D — диаметр трубы; P_1 и P_2 — давление соответственно на входе и на выходе.

С помощью вихревых свистков экспериментально были получены частоты порядка 15 кГц.

Динамические акустические генераторы (сирена) отличаются повышенной эффективностью преобразования всех видов энергии в акустическую энергию. Применяемые в промышленности, в частности в США, сирены были разработаны Аллеком и Рудником [12] (рис. XI-6, а). Сирены состоят в основном из высокооборотного ротора, который прерывает поток газа (обычно воздуха) через каналы статора.

В первоначальной конструкции Аллека и Рудника в роторе было 100 каналов, расположенных на равных расстояниях друг от друга; соседние поверхности ротора и статора плотно прилегали друг к другу. Частота колебаний, создаваемых ротором, составляла 130—330 Гц. Коэффициент полезного действия сирены конструкции Аллека — Рудника 17—34%, звуковая волна имела частоту 3—19 кГц, выходная мощность сирены от 80 до 176 Вт.

В более современных конструкциях частота вращения роторов достигает 50 000 оборотов в 1 мин; сообщается, что коэффициент

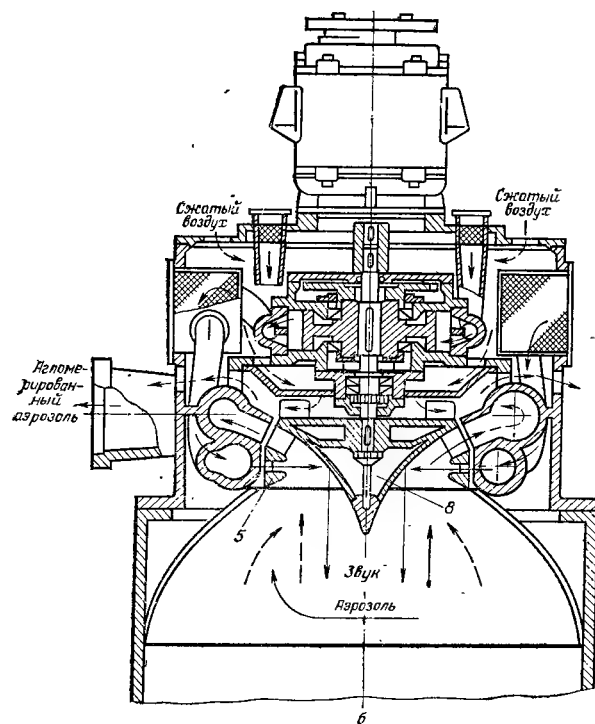
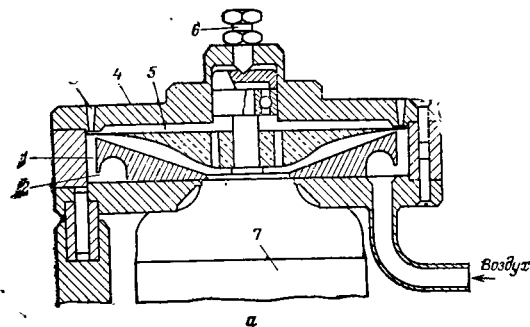


Рис. XI-6. Акустические генераторы (сирены):

a — сирена Аллена — Рудника [12]; *б* — сирена СЮР (Польская академия наук) [108];
1 — отражающая пластина; 2 — номера; 3 — канал; 4 — статор; 5 — роторы; 6 — устройство
для регулирования зазора; 7 — мотор; 8 — звукоотражатель.

полезного действия этих роторов около 50%. Для создания относительно чистого звука каналы статора должны быть круглого сечения, а каналы ротора — прямоугольного.

Основной проблемой в создании сирен является обеспечение высокой скорости вращения ротора. Осаждение частиц на роторе ухудшает балансировку, подшипники перегреваются. Кроме того, частота звука не может быть изменена без изменения числа каналов или скорости вращения ротора. Недавние исследования [543] привели к разработке новой модификации сирены, интенсивность которой достигает 14 Вт/м² в области, близкой к сирене; сирена непосредственно соединена с центробежным вытяжным вентилятором, с помощью которого удаляются агломераты (рис. VI-6, б).

Интенсивность звука для сирен J_0 может быть найдена из выражения

$$J = \frac{\rho U_s}{2} (2\pi v A)^2 \quad (XI.30)$$

где A — амплитуда колебаний.

Айну [108] предложил ряд расчетных уравнений для звуковых агломерирующих систем, которые дают результаты, удовлетворительно совпадающие с экспериментальными данными. Средняя интенсивность звука в агломерационной цилиндрической камере J диаметром D может быть найдена из выражения

$$J = \beta J_0 / \text{площадь поперечного сечения камеры} = \frac{4\beta J_0}{\pi D^2} \quad (XI.31)$$

где β — постоянная характеристика установки, $0,07 < \beta \eta_A < 0,16$; η_A — акустическая эффективность генератора.

Бушер [108] предположил, что $\beta \eta_A$ ближе к 0,07, чем к 0,16. Индекс агломерации I может быть найден из выражения

$$I = \exp \frac{t}{3} \sqrt{\frac{4\beta J_0}{\pi D^2}} \quad (XI.32)$$

где t — время контакта, с.

Идеальная высота агломерационной камеры может быть оценена из выражения

$$H = 3v \ln I \sqrt{\left(\frac{\pi D^2}{4\beta J_0}\right)^m} \quad (XI.33)$$

где v — средняя линейная скорость аэрозоля, м/с, обычно около 1 м/с.

Конструкция звуковой агломерирующей установки чрезвычайно проста. Источник звуковых колебаний большой интенсивности помещают на одном конце агломерационной камеры, через нее пропускаются очищаемые газы, агломерированные частицы или капли затем улавливают в циклоне (на рис. XI-7 показаны две типичные схемы размещения). По первой схеме газы движутся по направле-

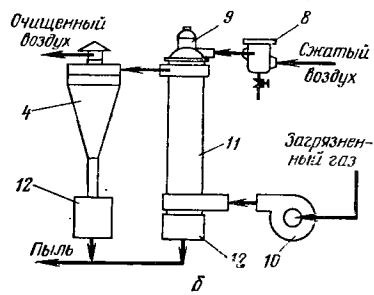
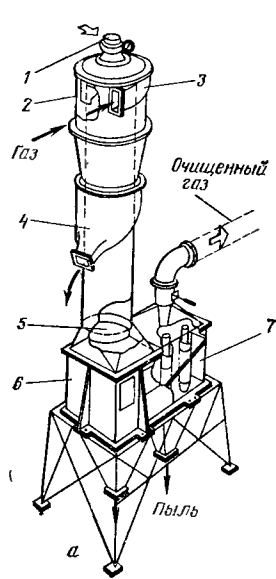


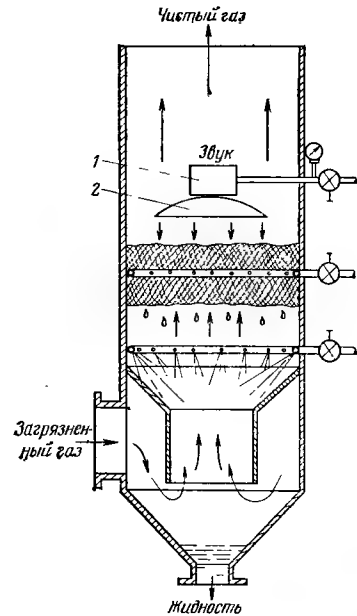
Рис. XI-7. Схема расположения систем звуковой агломерации и улавливания частиц: а — газы движутся в направлении от источника звука; б — газы движутся по направлению к источнику звука [108]; 1 — мультисвисток; 2 — акустическая камера; 3 — тангенциальный вход газа; 4 — циклоны; 5 — акустический отражатель; 6 — пылеосадительная камера; 7 — мультициклон; 8 — фильтр; 9 — сирена; 10 — вентилятор; 11 — камера; 12 — пылесборник.

Рис. XI-8. Ультразвуковой туманоуловитель [38]:

1 — источник звука; 2 — отражатель звука.

нию к источнику звука, тогда как по второй схеме газы, пройдя через предварительный циклон, движутся от источника звука.

Была также [110] тщательно исследована работа ультразвукового туманоуловителя [38], показанного на рис. XI-8. Над сеткой создается интенсивное звуковое поле; давление звукового излучения препятствует захлебыванию сетки и уносу частиц. Звуковое поле увеличивает также число столкновений между проволокой и колеблющимися каплями. Эксперименты проводились на сетке 120 мм при скорости потока 5 м/с. Перепад давлений составил 0,85 кПа, концентрация аэрозоля была снижена от 0,345 до 0,0128 мг/м³, т. е. эффективность улавливания составила 96,5%. Акустическое поле 60—80 Вт с частотой 9,8 кГц было получено с помощью струйного свистка, количество потребляемой при этом энергии составило 4—5 кВт/(м³·с).



На рис. XI-9 приведены сравнительные данные для двухступенчатого обычного туманоуловителя, перепад давления на котором более чем в два раза превысил перепад давления в туманоуловителе на рис. XI-8. Толщина слоя проволоочной сетки в звуковом туманоуловителе 150 мм, подача газа 110 м³/ч, скорость 4,4—4,65 м/с, потеря напора в двухступенчатом уловителе (без звукового генератора) 1,07—1,19 кПа, в одноступенчатом звуковом — 0,75—0,87 кПа.

Рекомендована скорость газа около 1 м/с; исходя из этой скорости можно рассчитать диаметр камеры, необходимой для обработки данного объема газа.

Медников [567] считает также, что сочетание акустического агломерирующего устройства и электрофилтра позволит уменьшить размеры электрофилтра, поскольку для осаждения дыма, агломерированного в звуковой установке, потребуется меньше пространства и меньшая площадь осаждения. Ужов [882] сообщил, что в установке по очистке доменных газов конечная концентрация частиц была уменьшена от 0,020 до 0,005—0,010 г/м³, причем производительность электрофилтра возросла в два раза.

Буммер [108] предложил использовать акустические генераторы для увеличения эффективности скрубберов. Проводились испытания звукового генератора со скруббером самопроизвольного орошения, изготовленным фирмой Шмиг Индастриз [111]; генератор аналогичен Ротоклону-N (см. рис. IX-14 и IX-15). Наилучшие результаты были получены тогда, когда давление звукового излучения было направлено против течения; при этом отмечалось увели-

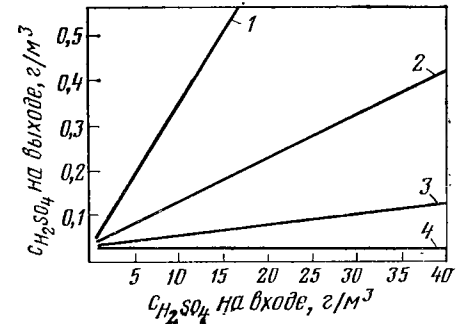
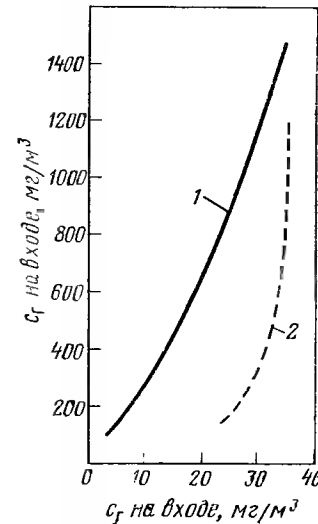


Рис. XI-10. Влияние первоначальной загрузки и времени пребывания в акустической камере на содержание тумана серной кислоты в отходящих газах [198]: 1 — 8500 м³/ч; 0,6 с; 2 — 5100 м³/ч; 1,0 с; 3 — 3400 м³/ч; 1,5 с; 4 — 1700 м³/ч; 3,0 с.

Рис. XI-9. Сравнение звукового однослойного туманоуловителя (1) с классическим двухслойным туманоуловителем (2).

чение эффективности улавливания. Однако в связи с усложнением установки и увеличением ее стоимости она оказалась неэкономичной.

Другое предложение Бумера [108] касалось использования акустического генератора вместе со скруббером Вентури типа S-F, что способствовало поверхностной кавитации в точке распыления жидкости и увеличению эффективности улавливания путем инерционного столкновения.

Как упоминалось ранее в главе VIII, была использована звуковая установка для удаления слоя пыли с высокотемпературных рукавов фильтров.

Акустическое агломерирование было с успехом использовано для решения целого ряда сложных проблем практической газоочистки. Так, успешно осуществлено агломерирование тумана серной кислоты [198], причем концентрация на входе $3,5 \text{ г/м}^3$ была уменьшена до $0,14\text{—}0,018 \text{ г/м}^3$, т. е. эффективность очистки составила от 96 до 99,5% в зависимости от времени контакта (от 0,6 до 3 с), рис. XI-10 [198]. Установка состояла из длинной колонны, где газы подвергались звуковому облучению, за колонной располагались мультициклоны [606].

Сажка [819] агломерировалась в звуковом поле интенсивностью 13 Вт/м^2 и частотой 3—4 кГц. При начальном содержании сажи $8\text{—}10 \text{ г/м}^3$ и времени контакта 4,5 с достигалась эффективность 82%; при содержании сажи менее 5 г/м^3 эффективность снижалась. Добавление водяного тумана приводило к улучшению улавливания при низких концентрациях.

Акустическое агломерирование было испытано для улавливания дыма в различных металлургических процессах: при выплавке ферросплавов [396], ферромарганца [127], для улавливания дымов оксида цинка в медеплавильном производстве [108] (средняя эффективность составила 78%), дыма оксида свинца (эффективность 95—98% при использовании сирены 15 кГц), дыма мартеновских печей [783, 883], дыма карбидных печей [107], конденсата крекинга [284, 386] и каменноугольной смолы [484—486].

Эксплуатационные и текущие расходы при использовании систем акустической агломерации — улавливания довольно велики, хотя стоимость оборудования и монтажа на 15% ниже, чем электрофильтров такой же производительности [739]. Эффективность акустической агломерации практически не зависит от температуры, и этот метод может найти применение при очистке высокотемпературных газов. Если дымы отличаются коррозионной агрессивностью, достаточно изготовить агломерационную камеру из коррозионно-стойких материалов. Таким образом, метод акустической агломерации применим и в случае образования агрессивных сред. Дальнейшее улучшение эффективности звуковых генераторов приведет к широкому промышленному применению методов акустического пылеулавливания.

4. ТЕРМИЧЕСКОЕ ОСАЖДЕНИЕ

Силы, способствующие перемещению частиц от горячих к холодным областям, наблюдались вначале Тиндаллем [874], а позднее лордом Реллеем [674] в свободной от пыли области или в темном пространстве, окружающем горячее тело, которое помещено в облако дыма. Айткен [4] показал, что такое свободное от пыли пространство полностью окружает горячее тело, и оно возникает не под действием гравитационных сил, испарения с поверхности либо электростатических или центробежных сил; оно создается чисто термическими силами, существующими в областях с температурным градиентом, и под влиянием этих сил частицы движутся от горячей поверхности к холодной.

Природа термических сил была частично объяснена при разработке теорий, позволяющих оценить эти силы. Выяснилось, что она зависит от того, больше или меньше размер частиц средней длины свободного пробега молекул газа. В том случае, когда размер частицы меньше средней длины свободного пробега газа λ , соотношения, предложенные Эйнштейном [197] и Кавудом [154] и позже видоизмененные Вальдманом [896], дают удовлетворительное совпадение с экспериментальными результатами. Предложенные уравнения основаны на расчете термических сил, прилагаемых к молекулам газа, которые находятся в поступательном движении, и переносящих тепло от горячих областей к холодным. При этом молекулы газа сталкиваются с частицей со стороны, обращенной к горячей области, с большей силой, чем со стороны, обращенной к холодной области.

Эйнштейн [197], а позже Кавуд [154] вывели выражение для расчета термической силы, действующей на маленькую частицу. Они рассматривали эту силу как результат разности столкновений молекул с обеими сторонами частицы, используя кинетическую теорию газов

$$F_t = \frac{1}{2} \lambda P \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.34})$$

где P — давление газа; λ — средняя длина свободного пробега молекул газа; dT/dx — термический градиент в газе $\Delta T/\Delta x$; ΔT — разность температур на расстоянии Δx (отрицательный знак означает, что сила действует в направлении, противоположном градиенту температуры).

Подставляя значения λ из уравнений (III.3) и (IV.29) в уравнение (XI.34), получаем

$$F_t = -\frac{\pi}{8} \cdot \frac{P \pi d^2}{\rho} \sqrt{\left(\frac{\pi M}{2RT}\right)} \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.35})$$

Более сложные расчеты, основанные на тех же предпосылках, были осуществлены Вальдманом [896], который принял, что часть

теплопроводности газа $\kappa_{r, tr}$ приходится на поступательное движение, и получил следующее выражение:

$$F_t = -\frac{4}{15} d^2 \kappa_{r, tr} \sqrt{\left(\frac{\pi M}{2RT}\right)} \frac{dT}{dx} \quad (XI.36)$$

где

$$\kappa_{r, tr} = 2,5 c_v \mu = \frac{15}{4} (R/M) \mu \quad (\text{теория Эйнена}) \quad (XI.37)$$

c_v — удельная теплоемкость при постоянном объеме.

Подставляя (XI.36) в (XI.38), получают

$$F_t = -d^2 \mu \sqrt{\frac{\pi R}{2MT}} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (XI.38)$$

Сопротивление газовой среды движению маленьких частиц может быть найдено из формулы Эпштейна [243] для сопротивления потока:

$$F = \frac{3}{4} \pi d^2 P \sqrt{\frac{M}{2\pi RT} \left(1 + \frac{\pi}{8} a\right) u} \quad (XI.39)$$

где u — скорость частицы; a — коэффициент диффузионного отражения (Милликен), или константа accommodation (Эйнштейн); при $a=0$ все столкновения абсолютно упруги; при $a=1$ все столкновения диффузионны.

Экспериментально было найдено, что значение a может быть принято равным 0,81 [732]. Из уравнений (XI.38) и (XI.39) Вальдман [896] сделал вывод, что скорость очень маленьких частиц в присутствии градиента температур равна

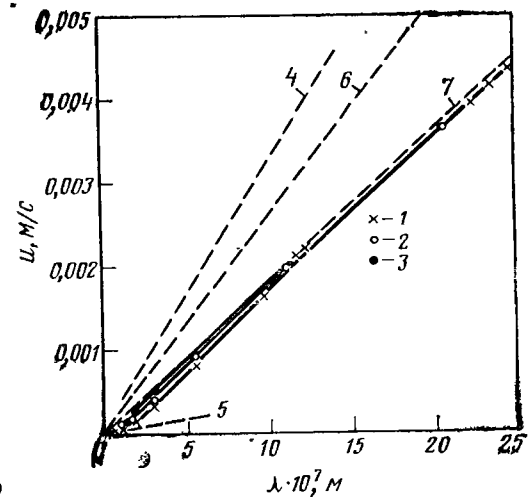
$$u_t = -\frac{1}{5 \left(1 + \frac{\pi}{8} a\right)} \cdot \frac{\kappa_{r, tr}}{P} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (XI.40)$$

Это уравнение аналогично уравнению Эпштейна при условии, что коэффициент диффузионного отражения равен нулю, и замене постоянной $1/5$ на $1/4$. Показано [732], что для частиц размером менее $1/35$ средней длины свободного пробега молекул газа (т. е. $\lambda < \lambda/35$) и при коэффициенте диффузионного отражения от 0,8 до 1 уравнение (XI.40) дает результаты, хорошо совпадающие с экспериментальными данными (рис. XI-11), тогда как для частиц размером λ лучшие результаты получены из уравнения Эпштейна.

Для частиц, размеры которых равны средней длине свободного пробега λ или превышают ее, можно использовать теорию термической ползучести, или термоосаждения. Теория основана на возникновении силы на поверхности раздела твердое тело — газ между частицей и окружающим газом. Если температура газа у поверхности твердого тела возрастает, то компонента скорости молекул в направлении увеличения температуры газов, покидающих поверхность, будет больше, чем в направлении газов, подошедших

Рис. XI-11. Зависимость скорости частицы в термическом поле от средней длины свободного пробега молекул [732]:

1, 3 — экспериментальные результаты Шмита, полученные для частиц в среде аргона размером соответственно 1,236; 0,980 и 0,715 мкм; 4 — расчет по уравнению Эйнштейна; 5 — расчет по уравнению Эпштейна (XI.42); 6 — расчет по уравнению Вальдмана при $a=0$ (XI.40); 7 — то же, при $a=1$.



к поверхности. В результате этого возникает «сползание» газа с холодного участка поверхности частицы к ее горячему участку. В свою очередь частица будет испытывать воздействие силы, отталкивающей ее в направлении холодной области. При разработке теории Эпштейн [244] ввел следующие предположения: размер частицы сравним с длиной свободного пробега молекул газа; на больших расстояниях от частицы градиент температуры газа однороден; для расчета теплопроводности без конвекции можно использовать уравнение Фурье, хотя такое состояние невозможно вследствие термической ползучести.

Эпштейн получил уравнение для термической силы, исследовал теплоперенос, нашел уравнение для термической ползучести и уравнение движения частицы (где он пренебрегал инерционными силами), но использовал скорость ползучести в качестве граничных условий. Тогда термическую силу определяют как поверхностный интеграл компоненты напряжения, параллельной направлению теплового потока. Это дает

$$F_t = -\frac{9\pi d \mu^2}{2\rho T (2 + \kappa_g/\kappa_r)} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (XI.41)$$

где κ_r и κ_g — теплопроводность соответственно газа и частицы.

Сопротивление газа движению частицы подчиняется закону Стокса с поправкой Каннингхема [уравнение (IV.34)]. Тогда скорость частицы в условиях градиента температур может быть найдена из формулы

$$u_t = -\frac{3C\mu}{2\rho T (2 + \kappa_g/\kappa_r)} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (XI.42)$$

Эйнштейн [233] тоже вывел уравнение для крупных частиц, заменив выражение для площади маленькой частицы произведением длины окружности частицы на среднюю длину свободного пробега.

Однако было показано, что значение термической силы, полученное из этого видоизмененного уравнения, составляет только одну треть величины, полученной расчетом по уравнению (XI.42), где κ_r намного меньше, чем κ_d для получения эквивалентного уравнения [705].

Достигнуто хорошее совпадение между скоростями частицы в тепловом поле, рассчитанными по уравнению Эпштейна (XI.42), и экспериментальными значениями, установленными различными исследователями для трикрезилфосфата [705], парафинового и касторового масел [723] и капель стеариновой кислоты [727]. Ширина беспылевого пространства была тщательно измерена Уотсоном [908] для дыма оксида магния, окружающего медную проволоку; она была также рассчитана с достаточной точностью [964] при одновременном применении скорости воздуха, связанной с конвекционными токами, и скорости, обусловленной термической силой (из уравнения Эпштейна).

Все частицы, для которых было найдено хорошее соответствие между экспериментом и теорией, отличаются низкой теплопроводностью [порядка 10^{-2} Вт/(м·К)], которая не слишком отличается от теплопроводности воздуха. Для частиц хлорида натрия и особенно железа [727] соответствие намного меньше; эти частицы притягиваются к холодной поверхности с силой в 30 и 48 раз большей, чем значение, предсказываемое уравнением Эпштейна.

Принимая во внимание это явное расхождение между теорией и экспериментом, Брок [133] вновь рассмотрел проблему термоосаждения, но с полным набором классических граничных условий Максвелла, учитывая температурный скачок и проскальзывание, а также термическую ползучесть. В этом случае термофоретическая сила может быть определена по уравнению

$$F_t = - \frac{9\pi\mu^2 d}{2\rho T} \cdot \frac{(\kappa_r/\kappa_d + C_t 2\lambda/d)}{(1 + 3C_m 2\lambda/d)(1 + 2\kappa_r/\kappa_d + 4C_t \lambda/d)} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.43})$$

Постоянные C_t и C_m являются функциями константы термической и инерционной аккомодации, они имеют значения $1,875 < C_t < 2,48$ и $1,00 < C_m < 1,27$ [133]. Обычно пользуются значениями $C_t=2,0$ и $C_m=1,25$, хотя Брок принимал значения $C_t=2,5$ и $C_m=1$ [133]. При нахождении скорости u_t очень маленькой частицы в тепловом поле сопротивление трения газа определяют из уравнения Кнудсена — Вебера [450] с использованием числовых констант, найденных Милликемом [572]

$$F = 3\pi\mu du [1 + 2(\lambda/d) + 0,8(\lambda/d) \exp(-1,74\lambda/d)]^{-1} \quad (\text{XI.44})$$

Комбинируя уравнения (XI.43) и (XI.44), получаем

$$u_t = \frac{[1 + 2,5(\lambda/d) + 0,84(\lambda/d) \exp(-1,74\lambda/d)](1 + 2C_t \lambda \kappa_d/\kappa_r)}{(1 + 6C_m \lambda/d)(1 + 2(\kappa_r/\kappa_d + 4C_t \lambda/d))} \cdot \frac{3\mu}{2\rho T} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.45})$$

Брок показал, что эти уравнения учитывают не только скорость термического дрейфа частиц с низкой теплопроводностью, но и скорость частиц с хорошей теплопроводностью, причем точность составляет не менее 25% [133].

Дерягин и Баканов [218] предложили новый подход к решению задачи. Они отметили, что при учете газового распределения вблизи стенки значения коэффициента термического проскальзывания ($1/35$) намного меньше первоначального значения, найденного Максвеллом ($1/5$), поэтому они ввели понятие термического потока в газе, являющегося функцией локального давления. Авторы решили эту задачу с помощью преобразований, основанных на принципе взаимности Оказагера, и получили для термической скорости следующее выражение

$$u_t = - \frac{\mu}{\rho T} \left(\frac{4 + \kappa_d/\kappa_r}{2 + \kappa_d/\kappa_r} \right) \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.46})$$

Это уравнение проще, чем уравнение Брока; кроме того, здесь скорость частицы не стремится к нулю при больших κ_d , как это происходит в случае применения уравнения Эпштейна для частиц с большой теплопроводностью. Позже Дерягин и Яламов [220] расширили граничные условия и стали учитывать температурный скачок. При этом было получено выражение

$$u_t = - \frac{1}{2} \cdot \frac{\mu}{\rho T} \cdot \frac{[1 + 8(\kappa_r/\kappa_d) - 4C_t \lambda/d]}{[1 + 2(\kappa_r/\kappa_d) + 4C_t \lambda/d]} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.47})$$

Для очень маленьких частиц ($d \rightarrow 0$) уравнение упрощается

$$u_t = - \frac{1}{2} \cdot \frac{\mu}{\rho T} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (\text{XI.48})$$

Скорость частицы под действием термической силы, найденная из уравнения (XI.47), примерно в два раза больше, чем рассчитанная из уравнения Брока (XI.45), но находится в хорошем соответствии с экспериментальными данными, полученными Дерягиным и Рабиновичем [219] для частиц парафина и хлорида натрия. С другой стороны, Шмидт [733], измеряя скорость капель масла с низкой теплопроводностью ($\kappa_d/\kappa_r=1,2$) при числе Кнудсена, равном 0,1, и принимая $C_t=2,16$, нашел значение u_t в 1,9 раза большее, чем из уравнений Эпштейна. В то же время значение скорости, получаемое по уравнению Дерягина, в 2,7 раза больше, чем по уравнению Эпштейна. Таким образом, при соответствующем выборе основных подгоночных параметров можно получить очень хорошие оценочные значения скоростей частиц при действии термической силы для широкого диапазона теплопроводностей.

Однако практического применения в промышленных газоочистительных установках процесс термоосаждения не нашел. Блактин проводил эксперименты, пропуская запыленные газы через нагретую тонкую металлическую сетку, которая отталкивала частицы,

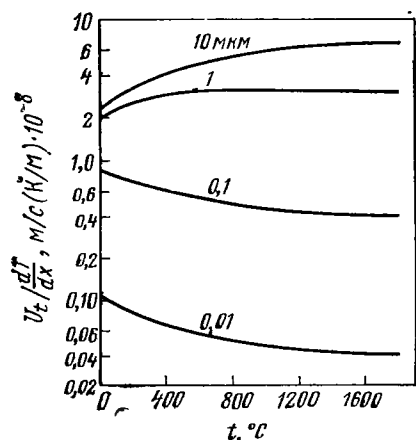


Рис. XI-12. Расчетная зависимость термической силы от температуры [833] для частиц различного размера.

присутствовавшие в газе. При температуре сетки 85 °С эффективность, основанная на подсчете частиц, составляла в среднем около 94% (максимально—98%) при скорости прохода газа через поверхность сетки примерно 0,23 м³/((м²·с) [86, 87].

В другом патенте [767] предлагается очистка газа путем пропускания его по узким каналам между горячими и холодными ребрами, встроенными в газопровод, причем ребра присоединены к отдельным нагревательным и охлаждающим элементам. Пыль подвергалась воздействию резкого температурного градиента и осаждалась на холодных ребрах.

Предполагали также, что процесс термоосаждения может быть использован для удаления частиц из горячих газов при пропускании их через холодный слой фильтрующего материала. Проходы в слое очень узкие, поэтому даже при разности температур 50 °С градиент температуры может достигнуть 10 °С на 1 мм внутри прохода. Расчеты показывают, что при 500 °С в слое толщиной 0,2 м будет осажаться 98,8% частиц диаметром 0,1 мкм [823]. В такой системе важную роль играет температурная зависимость термических сил, которая еще до сих пор экспериментально не изучена. Однако этот эффект можно рассчитать, если определить изменение отношения $u_t/(dT/dx)$ при изменении температуры, используя уравнение Эпштейна (XI.42) [833]. Из этого отношения видно (рис. XI-12), что для частиц размером более 1 мкм скорость термоосаждения увеличивается при увеличении температуры, тогда как для частиц размером менее 1 мкм она уменьшается при повышении температуры независимо от градиента температуры.

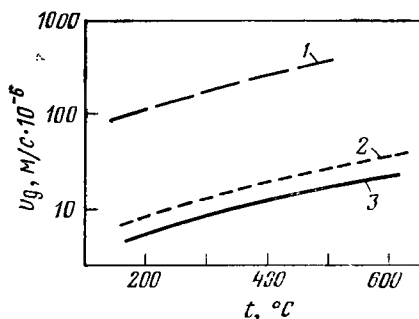


Рис. XI-13. Влияние температуры на скорость дрейфа u_d частиц BeO радиусом 0,1 мкм в CO₂ при различных плотностях газа и температурном градиенте 40 °С на 1 мм:

1 — плотность газа 2 кг/м³; 2 — то же, 30 кг/м³; 3 — то же, 50 кг/м³.

Следует учитывать и влияние давления на термоосаждение. Так, в проектируемом ядерном реакторе с газовым охлаждением, работающем при давлениях около 50 МПа, могут возникнуть значительные градиенты температур, что приведет к осаждению частиц на поверхности теплообменников. Было рассчитано влияние давления на скорость дрейфа сферических частиц оксида бериллия (BeO) диаметром 2 мкм в диоксиде углерода в широком диапазоне давлений, соответствующих плотностям газа от 2 до 50 кг/м³. Расчеты были основаны на уравнении Эпштейна (рис. XI-13) [831] и показали, что если при атмосферном давлении термоосаждение составляет 85%, то при 5 МПа эффективность осаждения снижается до 10%.

5. ОСАЖДЕНИЕ В СЛОЕ СО СТАЦИОНАРНОЙ НАБИВКОЙ

Страус и Тринг [831] показали в экспериментах на пилотной установке диаметром 0,3 м, что слой из крупного гранулированного материала с размерами гранул около 6 мм (например, дробленый огнеупорный кирпич) обеспечивает эффективность при очистке отходящих газов мартеновских печей при 455 °С, равную 90%, причем перепад давления не превышает 1 кПа (результаты экспериментов приведены в табл. XI-1).

В более поздней работе [834] показано, что термоосаждение играет важную роль при очистке горячих дымовых газов на холодных слоях насадок.

Промышленный фильтр с насадкой из гравия (фильтр М-В) фирмы Лурги [240] оказался эффективным пылеулавливающим устройством при температуре около 350 °С. Слой гравия помещают в сетчатую рамку, расположенную на пружинах. Газы поступают снизу; через определенные интервалы времени рамку встряхивают с помощью вибратора, и пыль собирается в пылесборнике (рис. XI-14).

Типичные эксплуатационные характеристики такой установки подробно описаны в работе [307]:

эффективность установки для улавливания коксовой пыли 95%, концентрация пыли в очищенных газах от 0,035 до 0,025 г/м³, потеря напора, кПа

ТАБЛИЦА XI-1

Эффективность улавливания в фильтре со стандартным слоем гранул [831]

Показатели	Толщина слоя, мм			
	25	75	230	270
Эффективность, %	59,3—88,2	65,2—85,3	74—90,2	87—96
Температура, °С	360—455	255—460	303—352	230—290
Потеря напора, кПа	0,13—0,21	0,18—0,59	0,55—1,2	0,55—1,0

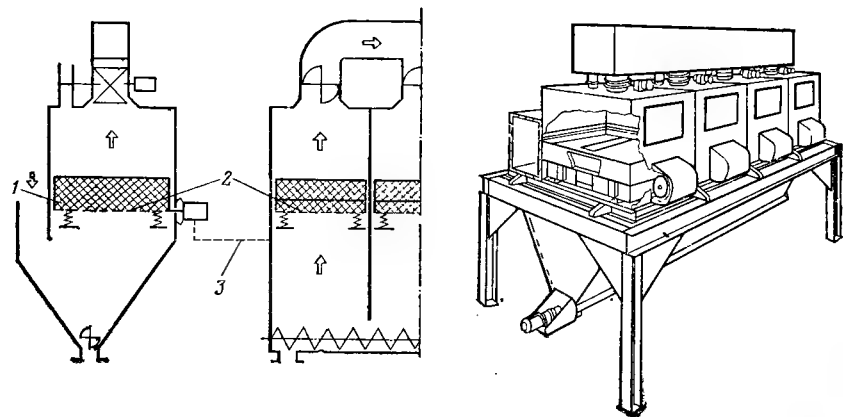


Рис. XI-14. Промышленный четырехсекционный фильтр М-В с насадкой из крупного песка и параллельным проходом газов [240]:

1 — слой крупного песка или гравия; 2 — сетчатая рама; 3 — вибратор.

теря напора достигала 2 кПа, поскольку эффективное улавливание устанавливалось лишь после осаждения некоторого количества пыли;

установка производительностью 4000 м³/ч была испытана для улавливания пыли фосфатов; концентрация пыли снижалась с 1—3 до 0,01—0,02 г/м³; потеря напора составила от 1,1 до 1,3 кПа; фильтр использовали для очистки газов карбидной печи; расход газа 70 000 м³/ч, концентрация пыли снижалась от 0,5—1,3 до 0,120 г/м³.

Вероятно, фильтры с насадкой из крупного песка или гравия найдут применение в крупнотоннажном производстве неорганических химических продуктов.

6. ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЕ В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ

Казалось очевидным, что применение псевдоожигенного (кипящего) слоя может широко применяться для осаждения пыли и тумана, поскольку турбулентное движение частиц в слое способствует агломерации и столкновению капель с частицами слоя. Однако уже в результате проведения незначительного числа экспериментов [568, 745] было показано, что невозможно достичь эффективности более 90%, и такое оборудование нельзя использовать в промышленных масштабах. Экспериментальные исследования относились к удалению тумана серной кислоты (диаметр капель от 2 до 14 мкм) в кипящем слое из стеклянных шариков кремнезема (непористые), глинозема и силикагеля (оба пористые), капелек диоктилфталата диаметром 0,6—1,1 мкм в кипящем слое глинозема и пыли нитрата аммония в кипящем слое стеклянных шариков.

Найдено, что во всех случаях эффективность осаждения не зависела от первоначальной концентрации: для крупных капель (от

2 до 14 мкм) доминирующим в улавливании было инерционное столкновение и эффективность улучшалась при увеличении поверхностной скорости газа; для более мелких капель диоктилфталата основную роль играло диффузионное улавливание (эффективность уменьшалась при увеличении поверхностной скорости газа). Работа по улавливанию нитрата аммония была очень непродолжительна, и определенных закономерностей выявить не удалось.

Мейсслер и Миклай [568] нашли, что для описания органических экспериментальных данных, полученных для частиц микронных размеров (в среднем около 8 мкм), можно использовать эмпирическое уравнение

$$-\ln c_2/c_1 = 0,455u_s \left(\frac{W}{4,88} \right)^n \quad (\text{XI.49a})$$

где c_1 и c_2 — соответственно начальная и конечная концентрации, кг/м³; u_s — поверхностная скорость газа, м/с; W — масса слоя на единицу поперечного сечения, кг/м²; n — эмпирическая константа (0,16—0,34).

Здесь показатель степени n был характеристическим для смеси частиц слоя.

Для частиц субмикронных размеров в одной работе [745] указывается, что экспериментальным данным соответствует уравнение вида

$$-\ln c_2/c_1 \propto u_s^{0,78} \quad (\text{XI.49b})$$

но не отмечается влияние массы слоя и отсутствуют другие эмпирические константы, хотя в некоторых экспериментах достигалась эффективность улавливания, близкая к 90%.

В более поздней работе Блэк [85] использовал псевдоожигенный слой для улавливания субмикронных частиц хлорида алюминия и табака. Как и ожидалось, наивысшие эффективности улавливания были достигнуты при низких расходах газа и большой толщине слоя. Эффективность улавливания (в %) описывали уравнением

$$\eta \doteq 56,5 \frac{H^{0,4}}{u_s^{0,1}} \quad (\text{XI.50})$$

где H — толщина слоя; u_s — поверхностная скорость газа.

Блэк не обнаружил влияния старения слоя или изменения начальной концентрации аэрозоля. Анализируя свои результаты, Блэк приходит к выводу, что в данных условиях основными механизмами являются инерционное столкновение и броуновская диффузия, а уравнение (XI.50) может быть выведено из (VII.51).

Для удаления газообразных и твердых фторидов из отходящих газов алюминиевого производства были использованы фильтры с насадкой из глинозема толщиной 50—300 мм. Технология, разработанная фирмой АЛКОА (процесс А-398), состоит в том, что газы, содержащие газообразные и твердые фториды, пропускают через псевдоожигенный слой мелкодисперсных частиц глинозема,

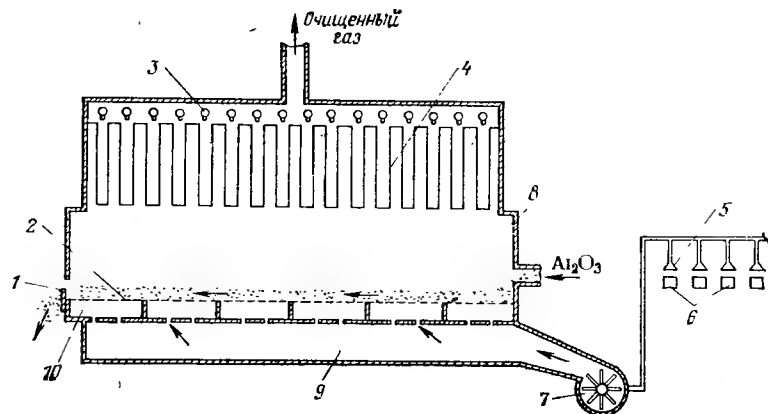


Рис. XI-15. Схема процесса очистки газов АЛКОЛ (А-398) [707]:

1 — регулятор толщины слоя; 2 — перфорированная пластина; 3 — воздушные сопла; 4 — рукавные фильтры; 5 — вытяжные зонты; 6 — электролитические ванны; 7 — воздуходувка; 8 — удлиненная камера; 9 — приточная камера; 10 — камеры воздухораспределения.

в котором поддерживается температура в пределах 65—150 °С. Затем газы проходят систему рукавных фильтров, расположенных непосредственно за аппаратом (рис. XI-15).

Мешок фильтра регулярно очищают путем изменения направления движения потока; осевшая на фильтре пыль поступает снова в кипящий слой. В слой непрерывно подается глинозем, по качеству соответствующий глинозему, используемому в электропечах для выплавки алюминия; пройдя через псевдооживленный слой, он выгружается (время пребывания в слое составляет от 2 до 14 ч) и используется для выплавки алюминия. Соотношение оксида алюминия и очищаемого воздуха колеблется в пределах 30—150: 1, потеря напора составляет 0,75—1,5 кПа. Эффективность абсорбции газа превышает 99%, тогда как эффективность удаления твердых частиц превышает 90% (таблица XI-2).

При использовании такого оборудования в цехах производства алюминия отсутствует видимый «хвост» выхлопных газов, и выброс загрязнений снижается до 1,35 г/кг произведенного алюминия. К преимуществам этого процесса относится, кроме того, отсутствие загрязненных жидких стоков, не возникает и проблемы

ТАБЛИЦА XI-2

Эксплуатационные параметры процесса АЛКОА А-398 [707]

Установки	Содержание фтора, мг/м³		Эффективность удаления фторидов, %		
	нач.	кон.	общая	газообразных	твердых
1	195	1,6	99,2	99,5	98,3
2	125	1,9	98,5	99,4	96,3
3	100	3,0	96,7	99,2	91,8

захоронения твердых отходов. Процесс очень выгоден экономически, поскольку используемый для очистки газов глинозем является сырьем для получения алюминия, а абсорбированные фториды поддерживают концентрацию фтора в ванне на требуемом уровне, снижая тем самым расход криолита для подпитки.

7. РАЗДЕЛЕНИЕ ЧАСТИЦ В МАГНИТНОМ ПОЛЕ

Если частице, не обладающей магнитными свойствами, сообщить электрический заряд q путем ее облучения [уравнение (X.30)] или ионной диффузии [уравнение (X.36)], а затем поместить частицу в поле магнита напряженностью H А/м, то на нее будет действовать сила, направленная под прямым углом к направлению поля и к направлению движения частицы, в связи с чем она отклонится от своей первоначальной траектории. Уравнение для частицы в вакууме запишется в виде

$$Hqeu = mv^2/R$$

где m — масса частицы; e — заряд электрона; u — скорость частицы; R — радиус круговой траектории.

Рассмотрим случай, когда частица, движущаяся в газовом потоке со скоростью u_r , приобретает компоненту скорости, перпендикулярную потоку и равную конечной скорости дрейфа (проходя через поле около магнита). Конечная скорость дрейфа может быть найдена при приравнивании магнитной силы к силе сопротивления газа, задаваемой уравнением Стокса — Куннингхема:

$$u_t = \frac{CHqeu_r}{3\pi\mu d} \quad (XI.51)$$

Здесь u_t является функцией u_r . При больших скоростях газового потока скорость выноса частиц из него будет увеличиваться. Автору неизвестны случаи применения этого явления в газоочистительных установках.

Если в магнитное поле внесены маленькие магнитные частицы, произойдет другое явление. Поскольку частицы могут свободно поворачиваться в потоке, можно предположить, что они будут сориентированы в магнитном поле так, что их концы повернутся к противоположным полюсам магнита. Результирующая сила, действующая на частицу, в любом ее положении может быть вычислена путем алгебраического сложения притягивающей и отталкивающей сил. Если частица находится строго на центральной оси, действующие силы уравновешены, и она будет двигаться прямолинейно. Подробные расчеты траектории частицы и вероятности ее улавливания требуют знания распределения магнитного поля, геометрической конфигурации магнита и спектра газового потока.

ЭКОНОМИКА ОЧИСТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ ГАЗОВ*

Проблема экономики процессов очистки газа была кратко затронута во введении. Здесь же автор хочет обратить особое внимание на тот факт, что степень очистки газов и тип выбранного оборудования зависят прежде всего от экономики самого оборудования, экономики технологического процесса и экономики окружающего района.

Рассмотрим простейший случай, когда обработанные в результате какого-либо процесса газы не оказывают вредного действия и поэтому не являются загрязнителями, а содержат ценный ингредиент; оптимальным будет тот процесс, который приведет к получению определенного количества этого ингредиента при минимальных затратах. Однако, если ингредиент вреден даже в малых количествах, то восстановительный процесс должен быть осуществлен таким образом, чтобы максимальная допустимая концентрация его в отработанном газе не была превышена. Если этот ингредиент даже и не приносит вреда, произвольное максимальное его содержание может быть установлено сторонней организацией или каким-либо управляющим органом.

В настоящее время такие произвольные уровни концентрации устанавливаются из-за отсутствия достаточных сведений о факторах, включенных в уравнение, называемое уравнением «чистой, социальной стоимости» (Ч.С.С.). В самом простом виде оно выглядит следующим образом:

Ч.С.С. = Стоимость ущерба при отсутствии оборудования контроля —

— (Снижение ущерба при наличии оборудования контроля —

— Стоимость оборудования контроля)

Читатель поймет, с какими трудностями связано определение ущерба, вызванного загрязнением. Если утрата здоровья может быть каким-либо путем определена, а ущерб, причиненный имуществу коррозией и загрязнением, может иметь денежное выражение, то потерю внешнего вида или потери эстетического характера оценить в деньгах невозможно. Точно так же обычно трудно оценить снижение ущерба, связанное с установкой оборудования контроля.

*Все стоимости в этой главе даны в американских долларах и приведены к уровню середины 70-х годов, если тот или иной пример особо не оговорен.

Последний член уравнения Ч.С.С., т. е. стоимость оборудования контроля (в которую входит прибыль от реализации побочного продукта), может быть оценена и представляет огромный интерес для тех, кто устанавливает оборудование очистки газов или другое оборудование контроля загрязнения среды.

В действительности необходимо, чтобы эта стоимость была минимальной при соответствующих рабочих характеристиках оборудования, предотвращающего нанесение ущерба здоровью, биологической среде и имуществу и отвечающего требованиям различных законодательных норм. Рассмотрение Ч.С.С. и стоимости ущерба не является темой настоящей книги, но для читателя, занимающегося проектированием такого оборудования и принимающего решения о конкурентоспособности этого оборудования, будет интересно познакомиться с основными методами оценки стоимости оборудования установки очистки газов, как функции цены. Ниже также будут рассмотрены пути введения процесса восстановления материального продукта (или тепла) в структуру стоимости установки.

1. СТОИМОСТЬ ОЧИСТКИ ГАЗА

Стоимость очистки газов — это комплексное понятие, состоящее из капитальных затрат (включая проценты), амортизации, стоимости эксплуатации и ремонта оборудования. Вообще более сложное оборудование стоит дороже и его труднее и дороже эксплуатировать и обслуживать. Если не считать некоторых малых «блочных фильтров», устанавливаемых с таким оборудованием, как мельницы, большинство промышленных газоочистительных установок, т. е. скрубберы, мешочные фильтры или электрофильтры, весьма громоздки. В связи с этим такое оборудование создают конкретно для каждого отдельного случая, поэтому значительная часть суммарной стоимости приходится на установку «по месту».

В целях наиболее эффективной работы агрегат следует проектировать как часть всей системы очистки и, если возможно, как неотъемлемую часть общего технологического процесса (например, рис. XII-1). Следует отметить, что положение вентилятора по отношению к газоочистительной установке зависит от типа установки. Желательно (если это возможно для данного типа установки)

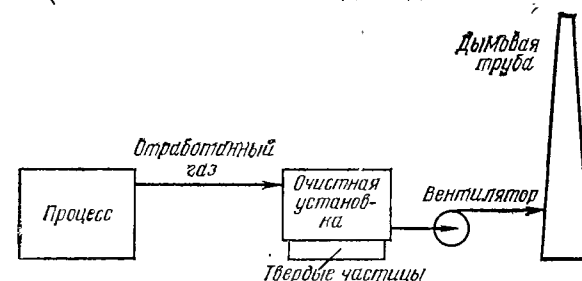


Рис. XII-1. Схема очистной установки отработавших газов в промышленности.

размещать вентилятор на стороне «чистого» газа, что сокращает эрозию и коррозию.

Рассмотрим далее капитальные затраты на установки различного типа.

Капитальные затраты на установку для улавливания твердых частиц

Отстойники, циклоны, мешочные фильтры, скрубберы и электрофильтры являются обычными устройствами для улавливания твердых частиц. Стоимость инерционных уловителей различного типа такая же, как и стоимость дорогостоящих циклонов. Во всех случаях оборудование в основном состоит из секций металлического листа, смонтированных и сваренных в каркас. Важным дополнением к этому является стоимость элементов фильтра (мешков) — для тканевых уловителей. Стоимость электрического оборудования, шин, изоляторов и встряхивателей следует также прибавить к стоимости электрофильтров.

Один из методов, который применяется для определения приблизительной стоимости, заключается в оценке общей массы использованного металла и умножении этой величины на цену единицы массы. Небольшие простые уловители часто выполняются из стали толщиной 0,9 мм, а крупное оборудование — из стали толщиной 1,6 мм и более тяжелых профилей. Приблизительные расчеты могут быть выполнены, если принять стоимость 1 т малоуглеродистой стали (в 1970 г.), равной 200 долл. Монтажные работы составляют не более 25—45 долл./т. Конструкции из нержавеющей стали могут стоить до 1000 долл./т.

Далла Валла [194] построил графики (рис. XII-2), на которых показана приблизительная масса оборудования различного типа в зависимости от производительности. Стоимость, полученная путем использования этих данных, является средней для момента изготовления оборудования (F.O.B.). В эту стоимость не входит стоимость вентиляторов, электродвигателей, несущей конструкции, трубопроводов и др. В стоимость тканевых фильтров (мешок и автоматическая рама) входит стоимость виброгрохота и мешков фильтра.

Другие методы определения приблизительной стоимости также включают «временной» фактор, в них же учитывается стоимость металла, составляющая одну пятую стоимости смонтированного оборудования. Если применяются специальные сплавы, нержавеющая сталь или цветные металлы, то сравнительная стоимость процесса изготовления оборудования будет меньше.

Более строгий подход заключается в соединении стоимости металла и трудозатрат. Для простых пылеуловителей (циклоны) целесообразно принять, что один квалифицированный рабочий может смонтировать около 2,25 м² стали (1,6 мм) за восьмичасовой рабочий день. Если для определения стоимости принять этот метод, необходимо связаться с конкретным изготовителем оборудо-

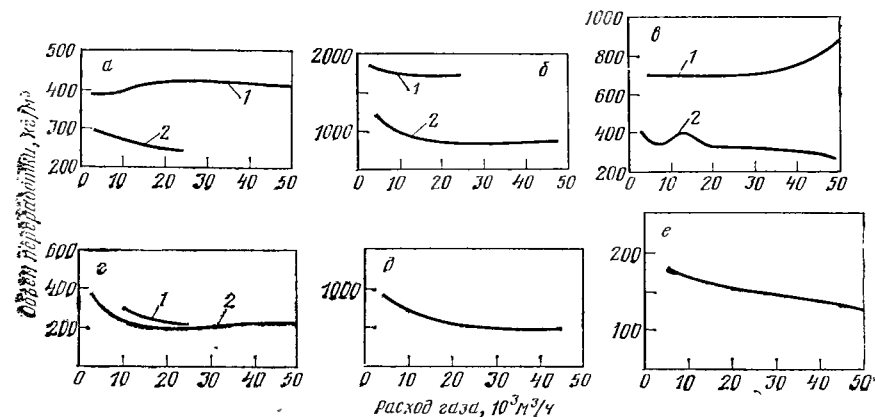


Рис. XII-2. Зависимость ориентировочной массы пылесборников от расходов газа [194]:

а — циклоны; б — мешочные фильтры; в — скруббера с водяным орошением; г — жалюзийные пылесборники (3 — параллельные; 4 — цилиндрические); д — фильтр с автоматической рамой; е — электрофильтры; 1 — большая производительность; 2 — малая производительность.

вания для внесения уточнений, так как степень автоматизации на производстве может влиять на производительность труда и трудозатраты.

Прямую стоимость сухих механических уловителей можно вычислить непосредственно по данным, собранным Мунсоном (рис. XII-3) [588]. Следует отметить, что стоимость снижается при уменьшении расхода газа. В эту стоимость не включают стоимость вентиляторов, электродвигателей, приводов, насосов, оборудова-

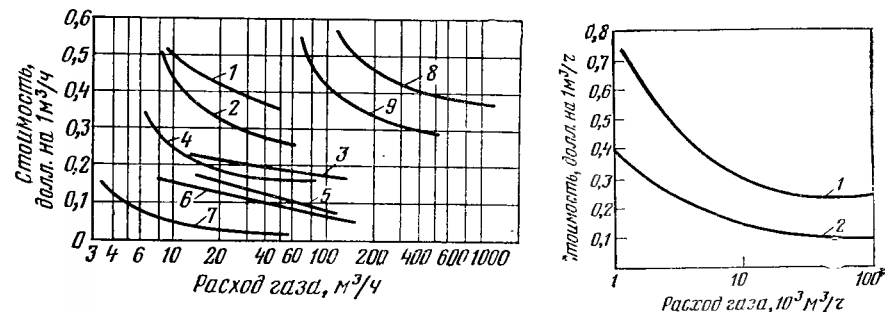


Рис. XII-3. Зависимость стоимости сухих механических пылесборников от расхода воздуха [588]:

1 — высокотемпературный тканевый сборник постоянного действия; 2 — тканевый противоточный сборник постоянного действия; 3 — мокрый сборник (по максимальной стоимости); 4 — тканевый сборник периодического действия; 5 — высокоэффективный центробежный сборник; 6 — мокрый сборник (по минимальной стоимости); 7 — циклон с низким перепадом давления (по максимальной стоимости); 8 — высоковольтный электрофильтр для летучей золы; 9 — высоковольтный электрофильтр (по низкой стоимости).

Рис. XII-4. Зависимость стоимости мокрого скруббера пыли от расхода воздуха: 1 — по высокой стоимости; 2 — по низкой стоимости.

ния для транспортирования пыли, изоляции, защиты от атмосферных воздействий и специальных материалов конструкции. Данные о стоимости мокрых скрубберов, дополняющие величины, приведенные на рис. XII-3, даны на рис. XII-4. Поскольку указанные стоимости тесно связаны со временем, они должны быть изменены с использованием индекса цен на оборудование в химической промышленности, который составлял в 1968 г. 113 пунктов и повышался приблизительно на пять пунктов каждый год в 1969 и 1970 гг., достигнув к июлю 1970 г. 126 пунктов.

Общеизвестный коэффициент $6/10$, предложенный Вилльямсом [946] для экстраполирования расчетов, приводит к занижению стоимости систем для очистки газов. Это уравнение может быть представлено в следующем виде

$$\text{Стоимость } A = \text{стоимость } B \cdot \left(\frac{\text{производительность } A}{\text{производительность } B} \right)^{0,6} \quad (\text{XII.1})$$

Питерс и Тиммархаус [636] считают, что степень 0,6 действительна для теплообменников из углеродистой стали, для центробежных вентиляторов она должна составлять 0,96, а для центробежных компрессоров — 1,22. Применение вместо малоуглеродистой стали других материалов приведет к изменению экспоненты до величин, превышающих единицу.

Капитальные затраты на очистку газов в скрубберах, абсорберах и в печах сжигания

Главным элементом газового скруббера является абсорбционная колонна, которая может быть полый или заполненной насадкой (кольца Рашига, прокладки Берля, кольца Полла и т. п.). В неко-

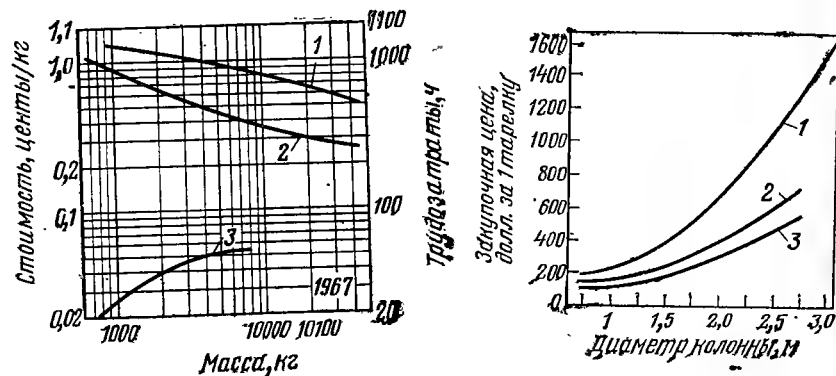


Рис. XII-5. Расходы на изготовление и установку оборудования [636]:

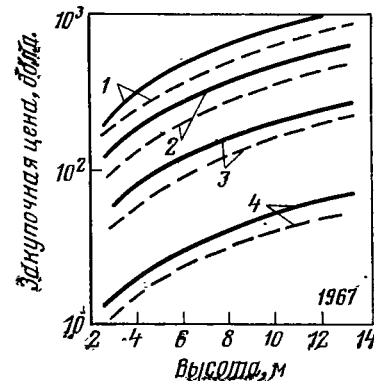
1 — колонки из углеродистой стали; 2 — баки из углеродистой стали; 3 — затраты на монтаж баков (в человеко-часах).

Рис. XII-6. Стоимость тарелок для абсорбционных колонн:

1 — колпачковые стальные тарелки; 2 — перфорированные тарелки из нержавеющей стали; 3 — штампованные турборешетчатые тарелки из нержавеющей стали.

Рис. XII-7. Стоимость абсорбционных колонн с насадкой из седел Берля:

1 — диаметр колонны 610 мм; 2 — то же, 460 мм; 3 — то же, 300 мм; 4 — то же, 150 мм (сплошные линии — седла Берля 25 мм; пунктирные — то же, 50 мм).



торых колоннах могут устанавливаться различные лотки (решетчатые лотки, колпачковые тарелки и т. п.).

Стоимость такой колонны и сборников при ней можно рассчитать по массе металла (по Питерсу и Тиммерхаусу [636]), см. рис. XII-5. К вышеупомянутой стоимости необходимо добавить стоимость металлических лестниц, площадок обслуживания и поручней, как это указано в табл. XII-1, а также стоимость внутренних перегородок или фильтрующих элементов, если они применяются (расчет их стоимости дан на рис. XII-6—XII-8).

Общая закупочная стоимость колонн может быть определена из данных на рис. XII-7, в зависимости от используемых материалов.

Стоимость абсорбционных систем, использующих твердые адсорбенты, может складываться из стоимости пустой колонны (см. рис. XII-5) и стоимости фильтрующих элементов. Ниже приведены

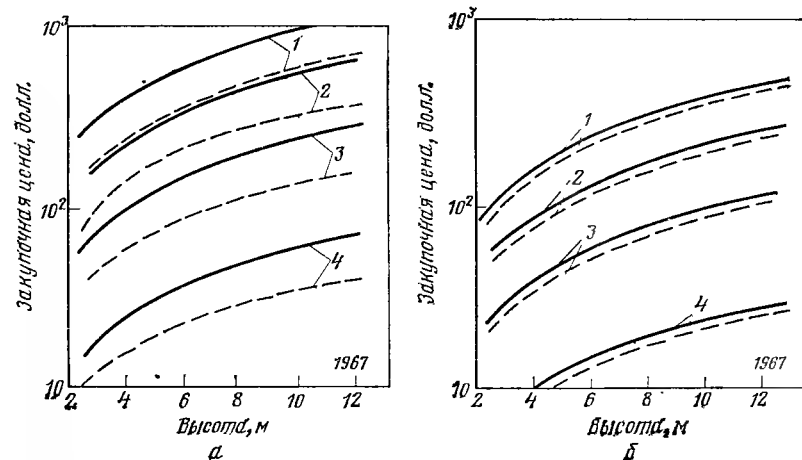


Рис. XII-8. Стоимость абсорбционных колонн с насадкой из колец Рашига:

а — стальные кольца Рашига размером 25×25×19 мм (сплошные линии) и 50×50×19 мм (пунктирные линии); б — керамические кольца Рашига размером 25×25×13 мм (сплошные линии) и 51×51×6,4 мм (пунктирные линии); 1 — диаметр колонны 610 мм; 2 — то же, 460 мм; 3 — то же, 300 мм; 4 — то же, 150 мм.

ТАБЛИЦА XII-1

Стоимость вспомогательного оборудования колонны

Оборудование	Стоимость на 1967 г., долл./кг	Масса типичной колонки
Лестница	0,44	42 кг на 1 м высоты
Площадки обслуживания, поручни	0,44	$D_{\text{кол}}, \text{ м}$ Масса, кг
		1,2 770
		1,8 1050
		2,4 1280
		3,0 1550

приблизительная стоимость некоторых общепринятых фильтрующих материалов:

	Долл. на 1 м ³		Долл. на 1 м ³
Силикагель	890	Дробленый известняк	105
Активированный уголь	430	Кокс	53,5
Оксид алюминия	390		

В качестве адсорбента наиболее широко используется активированный уголь (см. с. 158), получаемый из угля и дерева и выпускаемый в виде различных сортов. Некоторые, лучшие по качеству, с развитой поверхностью получают из скорлупы кокосового ореха. Цена угля составляет от 75 центов до 1 долл. 65 центов за 1 кг в зависимости от качества угля, и это может составлять значительную долю от стоимости всей установки. Если такие расходы оправданы, следует предусмотреть строительство установки по реактивации угля, причем этот процесс должен быть технически

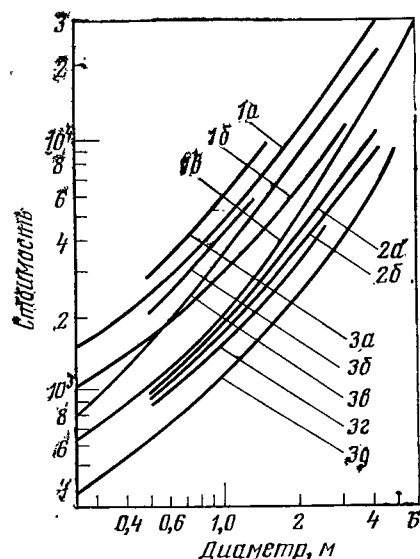


Рис. XII-9. Закупочная стоимость (в долл. на 1 тарелку или на 1 м высоты колонны), включая установку и вспомогательное оборудование:

1 — барботажные колонки (а — из нержавеющей стали; б — из меди; в — из стали); 2 — колонны со стальным корпусом и тарелками из нержавеющей стали (а — с ситовыми тарелками; б — с турборешетчатыми тарелками); 3 — насадочные колонны (а — стальные с серебряным покрытием; в — из нержавеющей стали; г — д — из стали).

ТАБЛИЦА XII-2

Стоимость установки сжигания газа (в долл. на м³/ч)

Газы	Термическое сжигание			Каталитическое сжигание		
	основная установка (о. у.)	о. у. + теплообменник (т.)	о. у. + теплообменник + реактор	основная установка (о. у.)	о. у. + теплообменник (т.)	о. у. + теплообменник + возврат газа
Из печи для покрытия металла						
210 °С, 8500 м ³ /ч [117]	1,50			1,75		
150 °С, 7700 м ³ /ч [828]		2,84			3,40	
На выходе из сушилки, 180 °С, 10 тыс. м ³ /ч [890]	1,56	2,23	—	2,15	3,20	3,00
Содержащие растворитель						
180 °С, 17 тыс. м ³ /ч	1,16	1,39	1,93	1,33	1,65	—
290 °С, 17 тыс. м ³ /ч	1,13	1,32	1,90	1,33	1,95	—
Отработанные, содержащие фталевый ангидрид, 67 °С, 40 тыс. м ³ /ч [117]	—		1,85	—	1,97	—

печати. С помощью этой таблицы можно подсчитать капитальные затраты на установку сжигания газа. Однако при общей оценке капиталозатрат и эксплуатационных расходов (см. далее) следует учитывать, что в целом расходы на установку и эксплуатацию установок с теплообменниками намного меньше, чем на основные существующие установки, несмотря на высокую исходную их стоимость.

Стоимость вспомогательного оборудования

Основными позициями вспомогательного оборудования, стоимость которых необходимо добавить к капитальным затратам на газоочистное оборудование, являются коробка, фундаменты и строительные конструкции, вентиляторы и газодувки, контрольно-измерительное оборудование, дымовые трубы и др. Другой важной статьей расходов, которую необходимо включить в общую стоимость, являются затраты на проектно-монтажные работы и непредвиденные расходы.

Стоимость коробка можно рассчитать приблизительно по массе или по площади, как предлагалось выше. Наиболее надежные результаты можно получить путем определения стоимости всех используемых металлических профилей (прямых секций, колен, переходников, стыков и др.). Затем, исходя из соображений Алонсо [15], можно установить количество человеко-часов, которые потребуются на их изготовление, и определить общую поверхность металла. Монтаж коробов составляет, как правило, 80% стоимости их изготовления.

Стоимость конструктивных опор и фундаментов можно получить на основании их массы (155—175 долл./т) плюс 140% стоимо-

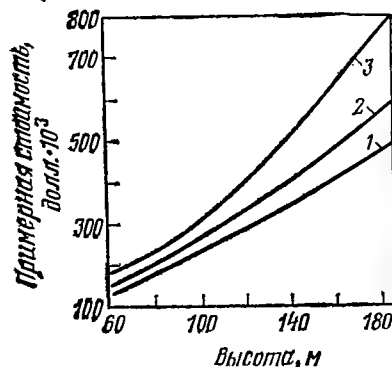
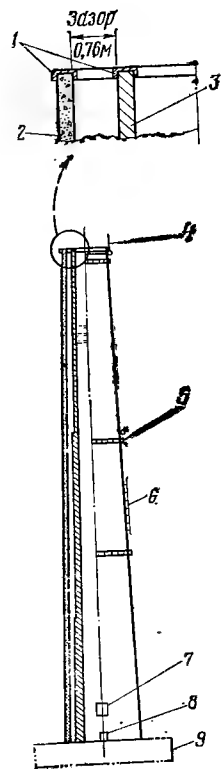


Рис. XII-10. Конструкция типичной свободной стоящей дымовой трубы высотой 60—200 м с бетонным стволом, кирпичной футеровкой или облицовкой из жаропрочной коррозионно-стойкой стали (по Карлтону и Шнайдеру [148]):

1 — чугунные колпачки на стволе и футеровке; 2 — железобетонный ствол толщиной 180 мм и высотой 120 м; 3 — кирпичная футеровка толщиной 200 мм и высотой 120 м; 4 — система молниезащиты с предупредительными огнями; 5 — площадки для рабочего освещения, отверстия для отбора проб и т. д.; 6 — лестница; 7 — проемы газоходов; 8 — дверца, ведущая в ствол и к футеровке; 9 — фундамент.

Рис. XII-11. Стоимость высотных труб с жаро- и коррозионно-прочной футеровкой:

1 — внутренний диаметр футеровки 2,4 м; 2 — то же, 4,9 м; 3 — то же, 7,3 м.

сти конструкций, приходящейся на монтаж и устройство фундаментов.

Простые дымовые трубы, представляющие одно- или двухсегментные стальные конструкции, могут быть рассчитаны так же, как и абсорбционные колонны. Сравнительно маленькие трубы не представляют трудности при монтаже, в некоторых случаях изготовители поставляют их в виде готовых секций. Большие дымовые трубы выполняются, как правило, из железобетона с надежной футеровкой из кирпича, которая выдерживает высокие температуры и коррозию. Типичная конструкция показана на рис. XII-10, приблизительную стоимость можно рассчитать по рис. XII-11 [148]*. Стоимость, приведенная на графиках, не включает стоимости фундаментов, которая в обычных регионах составляет 10%, а в районах с повышенной сейсмичностью 15% общей стоимости.

Трубы высотой более 200 м были построены в последние годы на мощных электростанциях и литейных заводах в цветной металлургии. Наиболее экономичной конструкцией по сравнению с же-

лезобетонными стволами представляются стальные трубы, в которых подвешены один и более газоходы.

Расходы на проектно-монтажные работы различны в зависимости от типа и месторасположения предприятия. Питерс и Тиммерхаус [636] устанавливают диапазон затрат капитала на проектные работы в размере от 4 до 21%. Однако эти цифры могут быть и выше, если предполагаемое предприятие намечается к строительству в удаленном районе. Точно так же выплаты строительно-монтажным подрядчикам составляют от 2 до 7%, но могут достигать и 10% для отдаленных площадок. Непредвиденные расходы составляют обычно 8—20%, наиболее реальная сумма 10%. Все эти расходы составляют 35% и добавляются к стоимости средней установки, однако они могут достигать и 50% для отдаленных площадок.

Далее, к организационным расходам относятся пусковые расходы. Для простых газоочистных установок они довольно низки, но к ним следует отнести и расходы на независимые приемочные испытания установки. Ниже приведены типичные расходы (в % от основного капитала) [636]:

	Расходы	Среднее значение
Разработка	1,5—6	2,3
Проектирование	2,0—12,0	5,0
Приобретения и покупки	0,2—0,5	0,3
Бухгалтерские и смежные	0,2—1,0	0,3
Размножение переписки	0,2—0,5	0,3
Командировки	0,1—1,0	0,3
Общие (на разработку и надзор)	4,2—21,0	13,0

Общие капиталозатраты

На основании предыдущих разделов можно достаточно легко определить сумму капиталозатрат на простые газоочистные установки. В качестве примера в табл. XII-3 использован средний мешочный фильтр для пыли, содержащей оксиды свинца.

В примере, приведенном в табл. XII-3, не даны постоянные издержки, рабочий капитал и другие позиции, поскольку предполагали, что такие небольшие установки устанавливаются либо вместе с большими системами, частью которых они являются, либо в качестве дополнительного оборудования, стоимость которого относится к эксплуатационным расходам. Более громоздкие и дорогие системы (например, для восстановления диоксида серы из дымовых газов, с. 119) требуют более сложного расчета стоимости.

Катель и Страус [825] дали детальную разбивку издержек для некоторых технологических циклов. Один из них — щелочной метод получения оксида алюминия — приведен ниже в качестве примера (следует отметить, что при оценке отдельных позиций обо-

* Приведенные цифры соответствуют данным за 1968 год.

ТАБЛИЦА XII-3

Разбивка издержек при сооружении мешочного фильтра
производительностью 17 000 м³/ч

Издержки	Цена, долл.	Установка		Всего
		%	долл.	
Базовая стоимость фильтра (см. рис. XII-3)	7500	80	6000	13 500
Опоры*	720	140	1000	1720
Вентилятор 3-го класса	750		750	1500
Электродвигатель	200	100	200	400
Пусковое устройство	95		95	190
Пылесборник	2800	80	2240	4040

	21 350
Разработка и надзор	2280
Подряды (6%)	1275
Непредвиденные расходы (10%)	2135
	27 040
Примерная прибыль (25%)	6760
Итого . . .	33 800

* Расходуется 4,5 т мягкой стали до 160 долл. за 1 т.

** В долл. США на 1970 год.

рудования потребовалось провести большую серию проектных расчетов):

	Стоимость долл.	%
Абсорбер-регенератор	4 171 500	49,0
Газогенератор (для реактивации)	645 000	7,6
Аппарат для восстановления серы	1 780 000	20,9
Оборудование установки	329 800	3,9
Общее хозяйство установки	484 800	5,7
Итого общая стоимость сооружения	7 411 100	87,1
Первоначальная стоимость катализатора	341 600	4,0
Итого (включая налоги и страховые выплаты)	7 752 700	91,1
Процент на капитал во время строительства	193 800	2,3
Итого	7 946 500	93,4
Рабочий капитал*	563 500	6,6
Всего капиталовложения	8 510 000	100

* Установлен аналитически. Включает прямые трудозатраты, рабочие ставки, постоянные и косвенные издержки.

Общей статьей эксплуатационных расходов является расход электроэнергии на питание вентиляторов, газовоздуходувок, червячных транспортеров, электроарматуры и прочего оборудования. В большинстве установок потребление энергии вентиляторами и газовоздуходувками намного превышает потребление электроэнергии другим вспомогательным оборудованием за исключением электрофильтров.

Можно принять, что к. п. д. электродвигателя колеблется от 85% для электродвигателя мощностью 45 кВт до 90% для электродвигателя мощностью 400 кВт. Стоимость электропитания изменяется в широком диапазоне от 0,8 до 3 центов за 1 кВт·ч для покупной электроэнергии или 75% от этой стоимости, если электричество вырабатывается на месте.

При использовании воды для предварительного охлаждения газов по прямой схеме либо с помощью поверхностного конденсатора значительной статьей расхода может стать объем подпиточной или объем испаряемой воды, восполняемый в производственном цикле. При наличии речной, морской или колодезной воды эта статья расхода может составлять всего 0,72 цента за 1 м³, но в тех случаях, когда используется вода из городской магистрали, ее стоимость обычно составляет от 11 до 15 центов за 1 м³.

При использовании природного газа его стоимость различается в диапазоне от 1,2 до 4,3 центов за 1 м³, причем в штатах, прилегающих к Мексиканскому заливу, и в Оклахоме эти цифры ниже, а в штатах на северо-востоке США — выше. Другими общими статьями расхода на топливо являются: (цены на 1968 г.) керосин — 3,74—4,35 центов/л; очищенная нефть — 3,74—4,15 центов/л; сжиженный нефтяной газ — 3,4 цента/л (Нью-Йорк), 12,5 долл./м³ или 1,6 цента/л (Бейтон Руж); мазут — от 13,4 долл./м³ в районе Мексиканского залива до 17,9 долл./м³ в Нью-Йорке.

Стоимость химических продуктов, используемых в качестве адсорбентов или реактивов, составляет значительную долю общей суммы эксплуатационных расходов.

По мере старения установки возрастают ремонтные расходы, установлено, что в среднем ремонтные расходы составляют 1% произведенного капиталовложений на возраст установки (в годах).

В дополнение к этому возможны «базисные» расходы. Для газоочистного оборудования эти расходы могут, в целом, не приниматься во внимание. Исключение составляют лишь тканевые фильтры, где необходимо регулярно менять фильтрующие элементы, и каталитические печи, где регулярно заменяют катализатор. Стоимость фильтрующих элементов приведена на с. 358.

Другим фактором, которым следует руководствоваться при оценке ремонтных расходов, может быть предположение, высказанное Леонардом в 1951 г. Цифры, предложенные им, увеличили на

50% для того, чтобы они могли быть использованы в расчетах по состоянию на 1970 г:

	Производительность, м ³ /ч	Стоимость, долл.
Электрофилтры	17 000—25 000	7 500—12 000
Колонны с насадкой	1000	90
Тканевые филтры	1000	180—220

Однако в настоящее время автор придерживается мнения, что эти цифры намного выше тех, которые предложены в других методиках.

Расходы на содержание обслуживающего персонала, связанные с теми или иными формами обслуживания и ремонта газоочистной установки, очень незначительны, поскольку такие установки не требуют постоянного надзора за работой, являясь лишь частью целого технологического процесса. Даже при наличии в установке мощных электрофилтров вполне достаточен периодический осмотр.

Исключение составляет специализированная установка по типу используемой для удаления диоксида серы из дымовых газов. Пример такой установки будет приведен в разделе, посвященном расчету общей стоимости. В таких случаях следует предусматривать статьи расхода на рабочую силу, штат обслуживающего персонала в дополнение к тем расходам, которые также приходится в основном на трудозатраты.

Постоянные издержки

Постоянные издержки, связанные так или иначе с установками рассмотренного выше типа, складываются из процентов на капитал, амортизации, налогов и страховых выплат. Проценты на капитал начисляются за вычетом прироста на амортизацию (который был вложен повторно). Расходы по выплатам процентов на капитал имеют тенденцию изменяться от 7 до 14% в зависимости от того, работает ли данная установка с целью защиты окружающей среды или составляет лишь часть технологического процесса, а также от масштаба предприятия и того, к какой отрасли промышленности она относится.

Амортизация может составлять прямую часть общей стоимости установки, деленную на расчетную продолжительность работы этой установки, либо установленную долю величины амортизации установки по мере ее изнашивания за определенный отрезок времени. Расчетная продолжительность работы установки может зависеть от технологического процесса, который устаревает через 5—7 лет, либо от реальной продолжительности жизни установки, которая может оказаться вдвое дольше, в зависимости от продукта. Сумма амортизации может значительно отличаться от той, которая допускается правительственными налоговыми властями.

Ниже приведены некоторые типичные сроки службы эксплуатации определенных установок:

	Срок службы (хранения), годы
Устареваящая фармацевтическая или химическая установка	5—7
Химические реагенты	11
Бумага	12
Установки в предприятиях цветной металлургии, резиновые изделия	14
Изделия из глины	15
Установки нефтеочистки	16
Установки на предприятиях черной металлургии	18
Электростанции	
атомные	20
тепловые	28

Прочими постоянными издержками являются налоги и страховые выплаты, которые трудно подсчитать, но которые приблизительно оцениваются в 1,5% от суммы капиталовложений. Катэль (см. выше) [425] использовал величину 0,5% для мощных государственных предприятий, хотя более реальной цифрой для обычных типов установок являются 1,5%.

2. ОБЩИЕ ЭКСПЛУАТАЦИОННЫЕ РАСХОДЫ

Решая, какой тип оборудования установить, изготовитель или начальник строительства должен иметь ответы на два вопроса: каковы должны быть капитальные затраты (о них говорилось на с. 555), чтобы знать сумму, требуемую до и в процессе строительства, а также каковы должны быть общие эксплуатационные расходы, включая поддержание удовлетворительной работы установки, амортизацию и ремонтные расходы. При наличии выбора между несколькими типами оборудования с эквивалентными рабочими параметрами фактором, определяющим решение, должны быть соображения об общих эксплуатационных расходах для каждого типа оборудования в реальных условиях.

В приведенном ранее примере с мешочным фильтром производительностью 17 000 м³/ч (4,7 м³/с) было бы разумно принять, что при наличии в отходящих газах эрозионной пыли мешки потребуются менять каждый год. Если принять расход приблизительно равным 0,01 м³/(м²·с), то самым разумным вариантом конструкции оказался тот, при котором трубки диаметром 150 мм и длиной 4 м были помещены в четыре отсека по восемьдесят мешков в каждом отсеке, что в целом дает 320 трубок. Расчет общих эксплуатационных расходов может оказаться приблизительно таким, какой приведен в табл. XII-4.

В нем используется постоянная величина — амортизация установки исходя из 12-летнего срока ее службы, и уменьшающийся процент на капитал с учетом амортизации, вычитаемой из общей

Общие эксплуатационные расходы (в долл.) тканевого фильтра
производительностью 17 000 м³/ч при постоянной работе
в течение 8400 ч/год, или 50 недель
(Начальная стоимость установки 33,800 долл.)

Составная часть стоимости	Год работы			Пояснения
	1-й	2-й	3-й	
Процент на капитал	4050	3720	3380	Менее 12%
Амортизация	2820	2820	2820	Постоянная в течение 12 лет
Расход электроэнергии	908	908	908	12 л. с. стоят 1,2 цента
Замена тканевого фильтра	2130	2130	2130	6.67 долл. за 1 мешок (320 долл. за 100 мешков оптом)
Ремонтные расходы	338	675	1050	Капитал × работу (в годах) × 0,01
Страховые выплаты, налоги	507	507	507	1,5% от начального капитала

суммы капитала. Исходя из этого, годовые расходы сохраняются почти одинаковыми, поскольку снижающаяся сумма процента на капитал компенсируется увеличивающимися ремонтными расходами.

Другие варианты возможных расчетов, такие как подсчет амортизации в виде неизменной постоянной величины, приведут к уменьшению стоимости. Есть примеры, когда очень высокие ремонтные расходы могут привести к значительному росту эксплуатационных расходов по мере старения установки. Тем не менее, такая оценка общих эксплуатационных расходов представляется наиболее ценной, даже если эти расчеты и кажутся излишне оптимистическими. Если утилизируемый или извлекаемый продукт имеет коммерческую ценность, например оксид металла, который можно перерабатывать или продавать на сторону, то можно считать «безубыточную» стоимость материала, как показано выше в примере с тканевым фильтром.

Если в среднем объем газа или, вернее, концентрация оксида металла составляет x г/м³, то каждый год можно извлекать 142,8х т материала. Пропорция 10 800 долл.:1428х дает безубыточную цену собираемого продукта 75,6/х долл. В связи с тем, что оксиды цветных металлов стоят 300—400 долл./т, стоимость сбора материала одной установкой с пылеуносом 0,5 м⁻³ и выше и при расчетной величине эксплуатационных расходов будет больше, чем сумма выручки за собранный материал.

Так же, как и при улавливании твердых частиц или жидкостей, представляющих собой ценный продукт, экономически целесообразно собирать оксид углерода, выход которого в сталелитейном процессе с кислородным дутьем составляет 75%. Этот газ хранят в газгольдерах, а затем используют для розжига котлов и

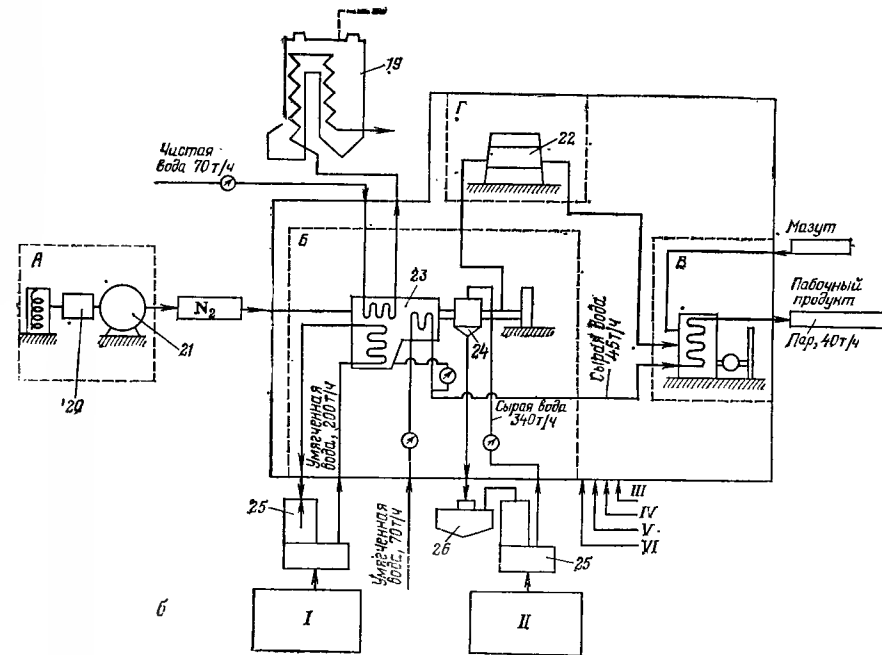
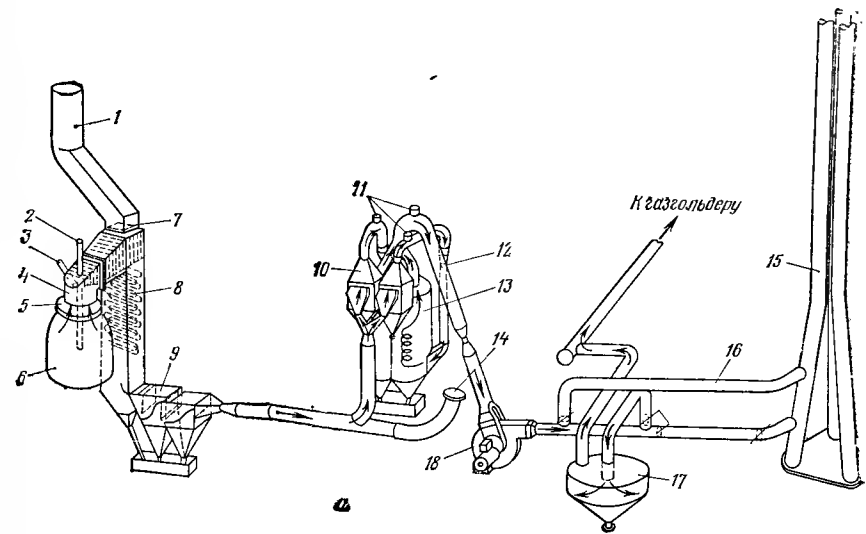
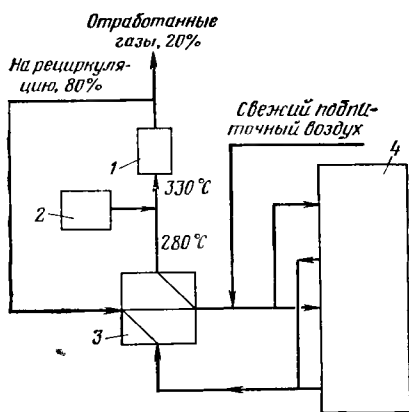


Рис. XII-12. Процесс LD/OG для удаления оксида углерода в кислородных конвертерах:

а — компоновка установки ОГ на конвертере в Тобате (Явата Айон элд Стил Ко., Япония); б — технологическая схема для подсчета экономичности установки; 1 — взрывная труба; 2 — кислородная пика; 3 — тещка; 4 — кожух; 5 — юбка; 6 — конвертер; 7 — взрывные двери; 8 — газоохладитель; 9 — первый пылесборник (струйный промывочный аппарат); 10 — второй пылесборник (струйный промывочный аппарат); 11 — взрывные отверстия с гидрозатвором; 12 — пылесборник скруббер Вентури; 13 — влагоуловитель; 15 — труба; 16 — тройник; 17 — отсечной клапан с гидрозатвором; 18 — дымонос; 19 — котел-утилизатор; 20 — компрессор; 21 — холодильная машина; 22 — газгольдер (кислород); 23 — конвертер; 24 — пылесборник; 25 — градирня; 26 — концентратор. А — блок получения азота; Б — блок газоохлаждения и восстановления; В — технологический блок; Г — блок получения кислорода; 1 — охлаждение кожуха, расход подпиточной воды 6 т/ч (200 т/ч×0,03); II — пылеулавливание, расход подпиточной воды 25 т/ч (340 т/ч×0,07); III — капитальные затраты на Б, В и Г; IV — стоимость электропитания Б, В и Г; V — ремонтные расходы для Б, В и Г; VI — трудозатраты на Б, В и Г.

Рис. XII-13. Технологическая схема каталитического (или термического) сжигания паров:

1 — печь каталитического сжигания (380 °C);
2 — дополнительный подогреватель; 3 — теплообменник; 4 — двухзонная сушилка.



топок с перегревом (рис. XII-12). Дополнительным преимуществом этого процесса (процесс с кислородным дутьем) является снижение температуры отработанного газа. Это объясняется тем обстоятельством, что СО не сгорит в устье конвертора, снижая расходы на охлаждение и очи-

стку газов от твердых частиц. Более того, объем перерабатываемого газа составит лишь часть того объема, который мог быть при сжигании СО в воздухе.

Когда в результате очистки газа (сжиганием) образуется тепло, можно рассмотреть экономическую целесообразность использования этого тепла в технологическом цикле (например для сушилки) либо для бытовых нужд. Типичный пример показан на рис. XII-13. В каталитической печи сгорают углеводороды, и около 80% горячих газов возвращается в цикл — сначала для подогрева собственных газов на входе, а затем для нагрева двухзонной сушилки [917].

Вольхейм и Домин приводят структуру стоимости термического и каталитического сжигания отработанных газов из сушилки, отбираемых со скоростью 10 000 м³/ч. Газы могут быть использованы для подогрева газов в сушилке (температура на входе 320 °C, на выходе 180 °C). Рабочий период катализатора при температуре 200 °C принимается равным 12 000 ч, жизнь теплообменника 35 000 ч, а прочих элементов оборудования — 50 000 ч. Это значит, что при работе установки 5000 ч/год она будет эксплуатироваться 10 лет. Процент на капитал принимается равным в среднем 4%, ремонтные расходы сюда не включаются. Анализ издержек, выраженных в американских долларах, приводится в табл. XII-5.

При выборе термического или каталитического сжигания желательно знать мощность теплообменника для каждого конкретного случая. Вольхейм вывел уравнение, с помощью которого можно рассчитать эту величину. Однако применение уравнения связано с рядом трудностей, поэтому оно здесь не приводится. Тем не менее, основной принцип, заключающийся в суммировании расчетных годовых издержек на теплообменник и издержек на топливо, используемое в различных теплообменниках, позволяет получать общие величины, которые будут минимальными при оптимальной комбинации необходимых параметров. При расчете теплообменника следует учитывать расход газа, единичную стоимость, процент

Сравнение эксплуатационных расходов на установках термического и каталитического сжигания (10 000 м³/ч) с эксплуатационными расходами на установках, включающих теплообменники и рециркуляцию горячего газа [890]

Статьи	Термическое сжигание			Каталитическое сжигание		
	основная установка (о. у.)	о. у. + теплообменник (т.)	о. у. + т. + рециркуляция (р.)	о. у.	о. у. + т.	о. у. + т. + р.
Общие капиталозатраты, долл. на 1 м³/ч	15 700	22 500	22 500	21 600	31 600	29 800
Эксплуатационные расходы, долл./ч	1,57	2,25	2,25	2,16	3,16	2,98
Амортизация катализатора	—	—	—	0,54	0,54	0,54
теплообменника	—	0,26	0,26	—	0,29	0,29
прочие	0,31	0,27	0,27	0,30	0,30	0,38
Мазут	6,55	3,57	3,57	1,51	0,30	0,70
Электроэнергия	0,11	0,32	0,32	0,11	0,32	0,32
Процент на капитал (4%)	0,12	0,18	0,18	0,17	0,26	0,24
Всего . . .	7,09	4,60	4,60	2,63	2,01	2,30
Экономия от подогрева сушилки	7,09	4,60	2,10	2,63	2,01	—0,20
Чистая стоимость, долл. · ч на 1000 м³/ч	0,79	0,46	0,21	0,26	0,2	—0,02

на капитал и амортизацию, перепад давления, энергетические потребности, издержки и прочие расходы. Точно так же, в стоимость камеры сгорания для дополнительного подогрева включены такие позиции, которые являются функцией и мощности, и расхода топлива.

Проблема выбора подходящего теплообменника для термического или каталитического сжигания показана на рис. XII-14 в виде зависимости расхода газа от температуры.

Газ, идущий от точек 1 и 2, отдает тепло в атмосферу. Если теплообменника нет, газы следовало бы нагревать от температуры в точке 3 до температуры в точке 4, при которой начнет работать катализатор (при каталитическом сжигании) или термическая печь.

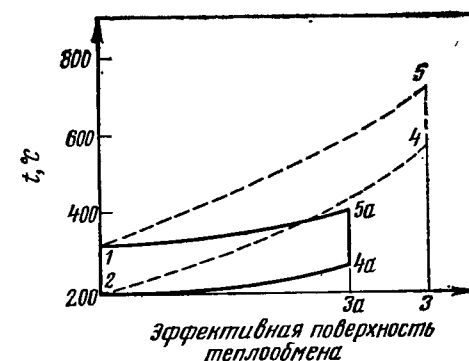


Рис. XII-14. Зависимость между температурой и поверхностью нагревания в системах каталитического и термического сжигания.

Если имеется менее мощный теплообменник или в газе присутствует незначительное количество горючего материала, а они не доведены до температуры аутогенного горения, то требуется обеспечить дополнительный подогрев в диапазоне температур от точки 4 до точки 5. Из этого следует, что чем эффективнее теплообменник (а это, как правило, означает более развитую поверхность нагрева), тем меньше дополнительного подогрева требуется.

Другим фактором является температура газов на входе в теплообменник и систему сжигания. Если это технологические газы, выходящие из горячей зоны или камеры, требуется меньше допол-

нительного тепла. С другой стороны, если это газы-теплоносители, то имеется большой температурный дифференциал между ними и газами на выходе из печи и входе в теплообменник (в точке 5). В этой связи с помощью менее мощного теплообменника получают более высокую температуру газов.

При использовании каталитического сжигания подъем температуры, необходимой для аутогенного сжигания на катализаторе (точка 4а), меньше, чем в термической установке, поэтому требуется менее мощный теплообменник. В некоторых случаях предварительный подогрев в теплообменнике приводит к самоподдерживающейся реакции на катализаторе, в то время как в других случаях для поддержания процесса требуется дополнительный подогрев газов. При этом при использовании менее мощного теплообменника требуется больше дополнительного тепла.

Более суровые требования предъявляются теплообменникам в процессе высокотемпературного термического сжигания. В некоторых случаях для предварительного подогрева газа используют возврат части горячих газов на вход в печь сжигания. На рис. XII-14 пропорционально уменьшаются величины в точках 4 и 5.

Когда газоочистная установка более сложная и мощная, чем установка удаления из газа диоксида серы, в общие эксплуатационные расходы следует включать осторожно подсчитанные трудозатраты и накладные расходы, которые отсутствовали в случаях с простыми необслуживаемыми установками. Так, например, ниже в табл. XII-6 приведены расчеты Кателля [425] годовых эксплуатационных расходов процесса выщелачивания оксида алюминия.

Из приведенных выше материалов видно, насколько косвенные издержки зависят от капитальных расходов, т. е. процента на капитал и амортизации, которые в данном случае низки и составляют 14%. Для стандартных промышленных установок наиболее часто встречается величина, близкая к 20%.

3. ОТНОСИТЕЛЬНАЯ СТОИМОСТЬ РАЗЛИЧНЫХ ТИПОВ ГАЗООЧИСТНЫХ УСТАНОВОК

На основе разработанных и изложенных ранее методов оценки стоимости отдельных установок можно установить, как сравнить различные типы установок по параметрам стоимости и к. п. д. Провести такое сравнение довольно трудно из-за различных рабочих характеристик установок, однако для систем сбора твердых частиц оно было выполнено Стермандом [804, 805], который использовал дробные к. п. д. для ряда газоочистных установок применительно к стандартной пыли. Затем он составил расценки для некоторых установок производительностью 100 000 м³/ч при 20°C с запыленностью газового потока около 11,5 г/м³. Более поздние данные (на

ТАБЛИЦА XII-6

Эксплуатационные расходы на щелочной метод получения Al_2O_3
(Катель [425])

Статьи расхода	Затраты		Способ исчисления
Прямые расходы			
Сырье и вспомогательные материалы			
абсорбент для подпитки	901 700		
уголь	475 200		15 т/ч×7920 ч/год× ×4 долл./т
электроэнергия	90 300		1900 кВт·ч×7920 ч/год× ×0,006 долл./кВт·ч
тепло			
общее	435 500		23·10 ⁶ Вт×7920 ч/год× ×0,74 долл./ГДж
дополнительное	—311 100		23·10 ⁶ Вт×7920 ч/год× ×0,527 долл./ГДж
вода	26 100	1 617 700	119×1000 м³/ч×7920 ч/год× ×0,028 долл./1000 м³
Прямые трудозатраты	72 300		2,75 долл./чел·ч, 365 дней
72 чел·ч/сут	10 800	83 100	15% от трудозатрат
Ремонт и обслуживание установок			
23 чел.	138 000		6000 долл./год
надзор	27 600		20% от расхода на ремонт-
материал	69 000	234 600	ный персонал
Накладные на общую зар. плату	46 000		18,5% от общей зарплаты
Рабочие поставки	46 900		20% от суммы на ремонт и обслуживание
Общие прямые расходы	... 2 028 300		
Косвенные расходы	182 300		50% от суммы трудозатрат, расход на ремонт и рабочие поставки
Общие капитальные расходы (см. с. 556)	1 191 400		14% от суммы капиталовложений
Итого . . .	3 402 000		

ТАБЛИЦА XII-7

Сравнение различных методов контроля выбросов при покрытии металлов эмалями, цинковании и сушке ПВХ [828]

	А	В	С	Д	Е
Обрабатываемый объем, м³/ч	20 000	7700	7700	1000	1700
Число рабочих в неделю	144	144	144	144	24
в год	7200	7200	7200	7200	1200
Расход электроэнергии, кВт·ч	112	5,7	—	—	—
Расход пара, кг/ч	1000	—	—	—	—
Расход топлива (природного газа), л/ч/(м³/ч)	—	75	(30)	32	(14)
Затраты капитала, долл.	70 400	22 000	26 400	1650	1760
Годовые издержки					
Амортизация (10% от капитала)	7040	2200	2640	165	176
Топливо	—	14 984	7700	6908	610
Пар	8910	—	—	—	—
Абсорбент для подпитки	2622	—	—	—	—
Электроэнергия	8140	871	—	110	110
Ремонт и обслуживание	2800	220	1240	44	44
Итого . . .	35 512	18 185	11 580	7227	1040
Общие годовые расходы					
на 1000 м³/ч	1770	2400	1530	7500	620
долл./ч на 1000 м³/ч	0,246	0,334	0,213	0,213	0,52

Примечания: А — скруббер с насадкой, абсорбент — нефтяной, с последующей обработкой паром для удаления паров, образующихся при покрытии металлов лаком; В — термическая печь с открытым пламенем (мазут) для сжигания паров, образующихся при цинковании, с теплообменником; С — каталитическая форкамера (применение такое же, что и В), сгорает газ (10,3 долл./ГДж); Д — печь, аналогичная В, для сжигания паров, образующихся в производстве ПВХ; Е — термическая печь с открытым пламенем на природном газе для сжигания паров, образующихся в производстве ПВХ.

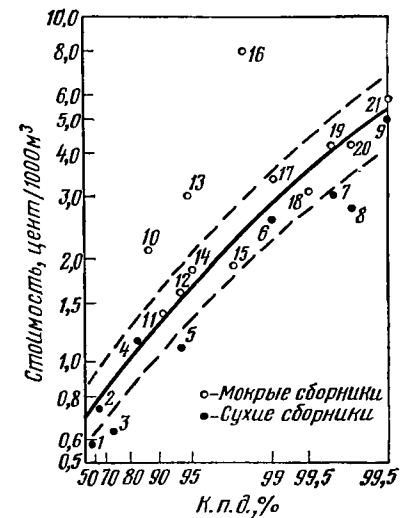
1965 г.) по капиталозатратам и эксплуатационным расходам приведены в табл. XII-7—XII-9 [805].

Скидка на амортизацию составляет в год 10% от начального капитала, на проценты на капитал скидок нет.

Стерманд построил графики этих расходов в двойных логарифмических координатах и установил, что большинство точек лежит в пределах узкой полосы (рис. XII-15). Все расходы и издержки даны в американских долларах.

Подобная же зависимость была установлена Стермандом для фильтров, предназначенных для улавливания частиц пыли в воздухе, производительностью 100 000 м³/ч. Радиоактивный аэрозоль, использованный при этом, подтверждает такой же характер рас-

Рис. XII-15. Общая стоимость сбора твердых частиц [805] (точки см. табл. XII-8 и табл. XII-9).



пределения части по размерам при среднем размере частиц в массе около 0,3 мкм [777], что и на рис. XII-16:

Размер, мкм	% (масс.)	Размер, мкм	% (масс.)
0—0,10	13	0,35—0,37	10
0,10—0,20	17	0,37—0,43	10
0,20—0,25	10	0,43—0,55	10
0,25—0,30	10	0,55—1,0	9
0,30—0,35	10	1,0—1,2	1
		>1,2	0

Относительные издержки при эксплуатации системы извлечения SO₂ были детально рассмотрены Кателлем (для процесса щелочного извлечения оксида алюминия и каталитического окисления [425]).

Исходя из аналогичных общих расчетов издержек, Страус произвел оценку этих процессов и сравнения их с другими, например, с добавлением сухого известняка, с процессом получения серной

Рис. XII-16. Стоимость очистки воздуха от радиоактивного аэрозоля (производительность установки 100 тыс. м³/ч) [777]: 1 — пластинчатый масляный фильтр; 2 — глухой барабанный фильтр; 3 — ватный фильтр; 4 — складчатый тканевый фильтр; 5 — фильтр из стеклоткани; 6 — электрофильтр; 7 — складчатый бумажный фильтр; 8 — стеклотканевый бумажный фильтр.

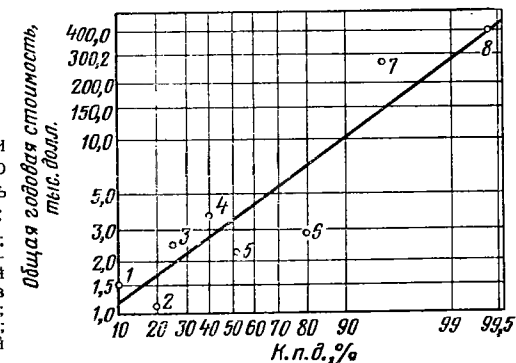


ТАБЛИЦА XII-8

или 30 м³/с при 20 °С, пылеунос 11,5 г/м³ (данные 1965 г.) [805]

№ на рис. XII-15	Оборудование	К. п. д., % (на стандарт- ную пыль)	Капиталозатраты, долл.	
			общие	н - м³/ч
1	Инерционные пылесборники	58,6	26 200	0,262
2	Циклоны			
	со средним к. п. д.	65,3	18 000	0,180
3	ячеистые с малым сопро- тивлением	74,2	32 400	0,324
4	с высоким к. п. д.	84,2	36 800	0,368
5	трубчатые	93,8	39 200	0,392
6	Электрофильтры	99,0	177 000	1,77
7	Тканевые фильтры			
	со встряхивателем	99,7	125 000	1,25
8	низкоскоростные	99,8	115 000	1,15
9	обратного хода	99,9	175 000	1,75

* Мешки меняют дважды в год.

** Мешки меняют раз в год.

Средний перепад давления, Па	Стоимость электроэнер- гии, долл./год	Ремонтные расходы, долл./год	Общие эксплуатацион- ные расходы, долл./год	Издержки на капитал, долл./год	Общая стоимость	
					долл./год	долл./м³
420	1850	240	2120	2620	4730	0,047
920	4050	144	4200	1900	6100	0,061
350	1580	144	1730	3240	4960	0,049
1230	5420	144	5550	3680	9250	0,093
1080	4750	144	4950	3980	8900	0,089
230	2400	960	3360	17 700	21 000	0,211
625	4490	7700*	12 100	12 500	24 600	0,246
500	4050	7200**	11 300	11 500	22 800	0,228
750	9500	14 400	24 000	17 500	41 500	0,415

ТАБЛИЦА XII-9

100 тыс. м³/ч, или 30 м³/с при 20 °С (данные 1965 г.) [805]

№ на рис. XII-15	Оборудование	К. п. д., % (на стан- дартную пыль)	Капиталозатраты, долл.		Средний перепад давления, Па
			общие	на 1 м³/ч	
10	Струйный ударный скруббер	87,9	72 000	0,72	200
11	Орошаемый циклон	91,0	45 000	0,45	98
12	Самондукционный струйный обеспыливающий	93,6	50 400	0,50	153
13	Оросительная колонка	94,5	105 000	1,50	35
14	Скруббер				
	с кипящим слоем	95,0	40 000	0,40	0,60
15	башенный	97,9	62 400	0,62	153
16	Дезинтегратор	98,5	103 000	1,03	—
17	Орошаемые электрофильтры	99,0	228 000	2,28	215
18	Скруббер				
	Вентури круглого сечения с низким энергопотребле- нием	99,5	77 000	0,77	310
19	Вентури со средним энер- гопотреблением	99,7	82 000	0,82	500
20	круглого сечения со сред- ним энергопотреблением	99,8	82 000	0,82	510
21	Вентури с высоким энерго- потреблением	99,9	89 000	0,89	790

Стоимость электро- энергии, долл./г	Потребле- ние воды, кг на 1000 м³	Стоимость воды, долл./год	Ремонтные расходы, долл./год	Общие эксплуата- ционные расходы, долл./год	Издержки на капи- тал, долл./год	Общая стоимость	
						долл./год	долл./м³
9000	160	336	770	10 100	7200	17 300	0,173
4870	800	1580	384	6850	4500	11 300	0,113
6750	120	264	504	7540	5040	12 600	0,126
5720	3600	7930	770	14 400	10 600	25 000	0,250
3720	2900	6120	1200	11 000	4000	15 000	0,150
6950	600	1320	768	9000	6240	15 300	0,153
54 300	1000	2040	504	57 000	10 300	67 200	0,672
2660	500	1080	1010	4750	22 800	27 600	0,276
14 100	1400	2900	770	17 700	7700	25 500	0,255
22 600	1400	2900	770	26 300	8150	34 400	0,344
23 200	1400	2900	770	27 000	8150	35 000	0,350
35 800	1400	2900	770	39 900	8900	50 400	0,504

кислоты, процессом Фульхама — Саймона — Карвза и с процессом на основе расплавленного карбоната. Поскольку этот анализ довольно продолжительный и подход к нему уже обсуждался ранее, здесь он приводиться не будет.

Сравнение процессов, основанных на применении скрубберов или сжигании выбросов органических растворителей, образующихся при покрытии металлов эмалями или красками, выполнено Коком и Страусом. Они получили данные по издержкам на электроэнергию, пар, на ремонт и обслуживание и по другим статьям расхода. Анализ (в американских долларах) был модифицирован таким образом, чтобы его можно было распространить на менее дорогой природный газ, а не на городской (искусственный), см. табл. XII-7.

1. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТОВ

Расчет скорости газа по расходу топлива и его составу

Условия задания:

Производительность котла, кг/ч	10 000
Параметры пара	
давление, кПа	1151
температура, °C	480
К. п. д., %	83
Температура воды, °C	20
Топливо (уголь)	
теплотворная способность, МДж/кг	30,4
состав, %	
C	74
H	4,5
O	6,5
N+S	Следы
зола	7
влажность	8
Воздух	
средняя температура на входе, °C	21
относительная влажность, %	65
расход избыточного, %	50
Температура дымовых газов, °C	220

По таблице водяного пара находят энтальпию (в МДж/кг):

для питательной воды при 20 °C	0,084
для перегретого пара при 1151 кПа и 480 °C	3,320
Итого общая энтальпия	3,236

Расход топлива определяют из зависимости к. п. д. от высшей теплотворной способности топлива:

$$\frac{10\,000 \cdot 3,236 \cdot 100 \cdot 1}{83 \cdot 30,4} = 12\,800 \text{ кг/ч, или } 3,58 \text{ кг/с}$$

При полном сгорании угля в 100 кг рабочего топлива содержится

$$\text{углерода} = 74 \text{ кг} = \frac{74}{12} = 6,17 \text{ кмоль}$$

$$\text{водорода} = 4,5 \text{ кг} = \frac{4,5}{2} = 2,25 \text{ кмоль}$$

$$\text{кислорода} = 6,5 \text{ кг} = \frac{6,5}{32} = 0,20 \text{ кмоль}$$

Следовательно, теоретическое содержание кислорода $= 6,17 + 0,5 (2,25) - 0,20 = 7,1$ кмоль. Реальное содержание кислорода $\frac{7,1 \cdot 150}{100} = 10,65$ кмоль.

Содержание азота в воздухе на входе $\frac{10,65 \cdot 79}{21} = 40,06$ кмоль.

Содержание воды: в угле $8 \text{ кг} = \frac{8}{18} = 0,44$ кмоль; образуется при сгорании водорода 2,25 кмоль и поступает с воздухом (при абсолютной влажности 0,01 кг/кг сухого воздуха)

$$\frac{0,01 \cdot 29}{18} = 0,016 \text{ моль/моль сухого воздуха}$$

т. е. воды $0,016 \cdot (10,65 + 40,08) = 0,81$ кмоль. Следовательно, всего воды $0,44 + 2,25 = 3,5$ кмоль.

Таким образом, в состав дымовых газов входят (в кмоль):

CO ₂	.	.	.	.	6,17	N ₂	.	.	.	.	40,06
O ₂	.	.	.	.	3,55	H ₂ O	.	.	.	.	3,5

53,28 кмоль на 100 кг угля, или

$$\frac{53,28 \cdot 3,58}{100} = 1,91 \text{ кмоль/с}$$

Исходя из того, что давление газов составляет 101 кПа, объемная скорость потока газа будет равна

$$\frac{1,91 \cdot 22,4 \cdot 493}{273} = 77,2 \text{ м}^3/\text{с}, \text{ или } 250\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расчет температуры по показаниям пирометра на всасе

Пирометр установлен на всасе, имеет обретенную головку с двойным тепловым экраном.

Условия расчета:

Теплопроводность изоляционного материала головки, Н/(м·°С)	6,3
Толщина стенки, мм	3
Коэффициент излучения при 1600°С	0,4

Всасываемые газы:

скорость, м/с	температура, °С
90	1635
25	1562
0	1453

Метод. 1. Соотношение $w/\kappa = 0,30 : 6,3 = 0,48$. По табл. II-3 при 1600°С это составляет $f = 0,7$. По табл. II-3 коэффициент излучения равен 0,4 и $f = 0,7$.

Эффективное число простых металлических экранов на каждый тепловой экран (без допуска на обречение) составляет 2,1. Допуск на обречение 1,4. Следовательно, эквивалентное общее число экранов равно $2,1 \times 1,4 \times 2 = 5,9$.

Скорость присоса, равная 90 м/с, дает, согласно стр. 67, эквивалентное число экранов при 150 м/с, равное 0,82.

Следовательно, общее эквивалентное число экранов (150 м/с) $= 5,9 \times 0,82 = 4,8$.

Согласно табл. II-1 к.п.д. пирометра составляет 81%. Следовательно, фактическая температура газа

$$1453 + (1635 - 1453)/0,81 = 1678^\circ\text{C}$$

Метод 2. Приблизительную температуру газа можно определить, рассчитав сначала коэффициент формы:

$$\text{Коэффициент формы} = \frac{T_{\text{макс}} - T_0}{T_{\text{макс}} - T^{1/4}} = \frac{1635 - 1453}{1635 - 1562} = 2,5$$

По табл. II-1 к.п.д. равен 80%. Фактическая температура газа равна

$$1453 + (1635 - 1453)/0,80 = 1681^\circ\text{C}$$

Способы выражения и расчет к.п.д. золоулавливания

Гравиметрический к.п.д. золоулавливания определяют путем сравнения массы уловленного вещества с общей массой вещества, проходящего через систему (выражается в %)

$$\eta_T = \frac{\text{масса уловленного вещества}}{\text{общая масса на входе в систему}} \cdot 100\%$$

Этот метод наиболее употребителен из используемых выше и, как показала практика, наиболее легкий.

Фракционный к.п.д. Колебания к.п.д. в зависимости от размера фракций частиц, улавливаемых в системе, лучше всего выражать в виде кривой фракционного к.п.д. (иногда именуемой кривой градационного к.п.д.). На оси абсциссы откладывают размеры фракций, на оси ординат — к.п.д. золоулавливания.

Золоуловитель будет иметь конкретный к.п.д. для каждого размера фракций при определенных режимах: скорости потока газа, температуры, состава частиц и их распределения.

Для определения диапазонов размеров частиц проводят анализ распределения частиц по размерам в исходной и в уловленной пыли и рассчитывают к.п.д. для каждого диапазона частиц (скажем, от 0—5, 5—10 мкм и т. д.) по уравнению

$$\eta_i = \frac{\text{фракция в диапазоне } i \text{ собранных частиц}}{\text{количество в диапазоне } i \text{ на входе в систему}} \cdot 100\%$$

Тогда гравиметрический к.п.д. может быть найден по уравнению для фракционного к.п.д.

$$\eta_T = \frac{\sum_{i=1}^n m_i \eta_i^2}{M} \%$$

где n — число фракций в пробе; m_i — масса пыли в диапазоне i на входе в систему золоулавливания; M — общая масса пыли на входе в систему.

График фракционного к.п.д. показан на рис. II-1.

Кривые фракционного к.п.д. обычно характеризуют частицы определенной плотности. Если необходимо построить кривую фракционного к.п.д. для частиц различной плотности, значения точек на кривой следует умножить на коэффициент $\sqrt{\rho_n/\rho_0}$ (где ρ_n — новая плотность,

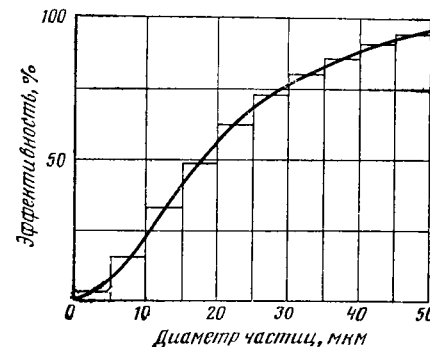


Рис. II-1. Построение кривой фракционного к.п.д. по фракциям, улавливаемым в определенном диапазоне размеров (плотность частиц 2,5).

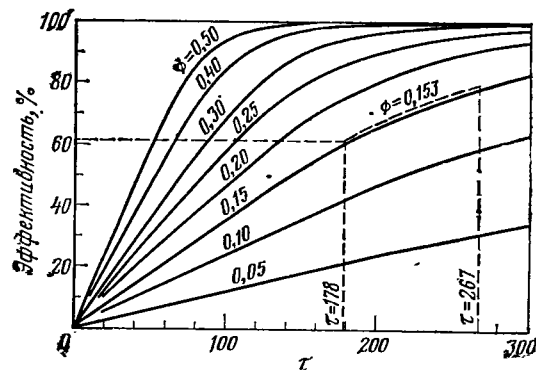


Рис. П-2. К. п. д. электрофилтра с учетом турбулентной диффузии [945] (уравнения X.62a и б) при $D/(v_n L) = 0,0035$ и $N = 20$.

ρ_0 — первоначальная плотность) для циклонов, волокнистых фильтров, скрубберов и другого оборудования, где доминирующим является инерционное столкновение. Для отстойных камер и электрофилтров можно принять соотношение ρ_n/ρ_0 .

На абсциссе графика фракционного к. п. д. иногда откладывают не размер частиц, а скорость частиц указанной плотности, которую можно непосредственно определить из анализа размера частиц по их аэрогидродинамическим свойствам. При использовании такого графика устраняются проблемы, связанные с наличием несферических частиц, для которых принимают условный диаметр (см. главу IV).

Количественный фракционный к. п. д. равен

$$\eta_N = \frac{\text{масса собранных частиц}}{\text{общая масса частиц на входе в сборник}}$$

К. п. д. по площади поверхности частиц представляет собой важный показатель. В тех случаях, когда степень затемнения используется в качестве единицы измерения к. п. д. улавливания

$$\eta_A = \frac{\text{площадь поверхности уловленных частиц}}{\text{общая площадь поверхности частиц на входе в уловитель}}$$

Проникание Р. Представляет собой инверсию к. п. д. улавливания η_T . Проникание (в %) можно определить из равенства

$$P = 100 - \eta_T$$

Коэффициент очистки К. О. представляет собой логарифмическое выражение изменения к. п. д.

$$К.О. = [1 - \eta_T/100]^{-1}$$

Коэффициент очистки, выраженный десятичным логарифмом, называют «числом очистки».

Расчет к.п.д. электрофилтров с учетом турбулентной диффузии

Метод, предложенный Уильямсом и Джексонсом [945] (см. стр. 460), можно применять следующим образом. Рассчитывают два параметра, представляющие собой функции расстояния τ и скорости ϕ , строят график и определяют к. п. д. (рис. П.2).

Функцию τ определяют по формуле

$$\tau = 7,41x/L$$

где x — длина дорожки в фильтре; L — расстояние между проводом и пластиной (в пластинчатых электрофилтрах) или между проводом и трубкой (в трубчатых электрофилтрах).

Функцию ϕ находят по формуле

$$\phi = 5,67\omega'/v_n$$

где ω' — кажущаяся скорость смещения; v_n — скорость потока.

Кажущуюся скорость смещения определяют по результатам испытаний на аналогичном электрофилтре при такой же скорости потока. Если подобного электрофилтра нет, то кажущуюся скорость смещения можно рассчитать, зная к. п. д. при различных скоростях газа.

Иллюстрацией сказанному является пример расчета, составленный Уильямсом и Джексонсом.

Пример. Электрофилтр с параллельными пластинами, длиной хода газа 3,6 м, расстоянием от провода до пластины 150 мм, имеет к. п. д. улавливания 61, 49, 40 и 35% соответственно для скоростей газа 0,9, 1,2, 1,5 и 2 м/с. Каков будет эффект от увеличения хода газа до 5 м и уменьшения расстояния от провода до пластины до 125 мм при неизменных рабочих режимах?

Решение. Параметр τ для золоуловителя длиной 3,6 м ($x=3,6$) и расстоянием от провода до пластины 150 мм ($L=0,15$) равен

$$\tau = \frac{7,41 \cdot 3,6}{0,15} = 178$$

Для $\tau=178$ на рис. П.2 определяем (по вертикали) величину ϕ для заданных значений к. п. д.: $\phi=0,153$; $0,118$; $0,0970$; $0,0825$. Если изменить габариты золоуловителя и принять $x=5$ м, а $L=0,127$ м, то $\tau=267$. Соответственно новые к. п. д. для тех же значений ϕ будут равны 80, 67, 57 и 50%. Ниже суммированы результаты приведенного выше расчета:

v_n , м/с	$\tau = 178$ к. п. д., %	ϕ	$\tau = 267$ к. п. д., %
0,9	61	0,153	80
1,2	49	0,118	67
1,5	40	0,0970	57
2,0	35	0,0825	50

2. КОНСТРУКЦИИ ВЫТЯЖНЫХ УСТРОЙСТВ И ТРУБОПРОВОДОВ

Для удаления и предотвращения распространения газов, дымов и пыли, образующихся при технологических процессах, требуются различные конструкции вытяжных устройств. Конструкция вытяжных устройств и соединяемых с ними коробов является функцией технологического процесса, мощности установки и ее расположения по отношению к газоочистному оборудованию.

Детально конструкции вытяжных устройств и коробов исследуются в других работах; здесь же будет приведено лишь краткое описание их основных особенностей.

Вытяжное устройство должно быть сконструировано таким образом, чтобы максимально обеспечивать весь технологический процесс, сводя к минимуму количество засасываемого воздуха и снижая объем газа, направляемого затем в газоочистную установку. При работе электропечи таким вытяжным устройством может быть конструкция, показанная на рис. П.3, которая обеспечивает гибкую связь с присоединенными к ней газовыми коробами.

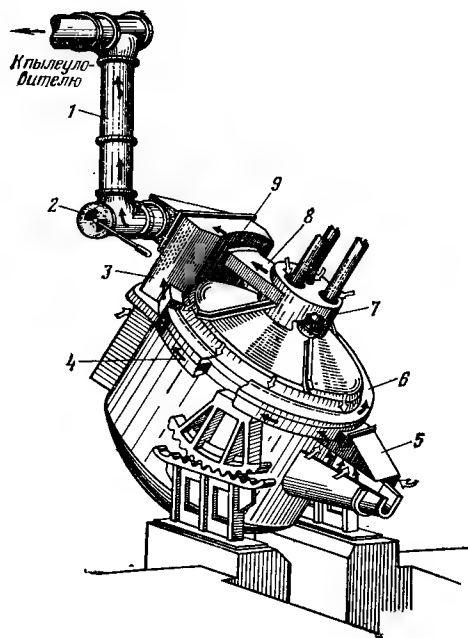


Рис. П-3. Полностью закрытое вытяжное устройство для дуговой печи (с частыми наклонами для выпуска металла) [621]:

1 — телескопическое и шарнирное соединение с выхлопом для постоянной вентиляции при наклоне печи; 2 — смесительная заслонка; 3 — распределительная секция и дверца для выпуска шлака; 4 — кольцо коллектора; 5 — рубашка разливочного желоба; 6 — перегородка кольца коллектора; 7 — рубашка электродов и опорные руки (кремни-ся к каркасу перекрытия и движется вместе с ним); 8 — соединительный короб; 9 — регулируемая пружинная демпферная заслонка.

Другой вариант вытяжного устройства, полностью обеспечивающего работу печи, показан на рис. П.4, хотя в данном случае при наклоне печи для выпуска металла вытяжной короб с водяным охлаждением отклоняется. В сталеплавильном производстве, где выход горячих дымов при выпуске металла из печи минимален, такая компоновка не вызывает трудностей.

Если необходимо обеспечить доступ к технологической линии (как, например, при проведении гальванического процесса) конструкция вытяжного устройства должна быть открыта с одной или более сторон. На рис. П.5 показаны некоторые стандартные конструкции. Когда вытяжное устройство устанавливается у шлифовальных станков, необходим отвод воздуха и пыли в одну сторону, поэтому обеспечивают более высокие скорости воздуха с тем, чтобы добиться полного попадания пыли в короб.

В табл. П.1 даны проверенные практикой рекомендации для выбора вытяжного устройства и скорости воздуха для некоторых открытых технологических процессов. Скорости газа в коробах обычно принимают в диапазоне от 12,5 до 25 м/с, что намного выше скоростей «подхвата», упомянутых в главе V.

Потери давления в коробах и трубопроводах рассчитывают следующим образом.

1. В цилиндрических трубах потеря давления (в кПа/м длины) составляет:

$$\Delta p = 9,45 \cdot 10^{-4} f u / D \quad (\text{П.1})$$

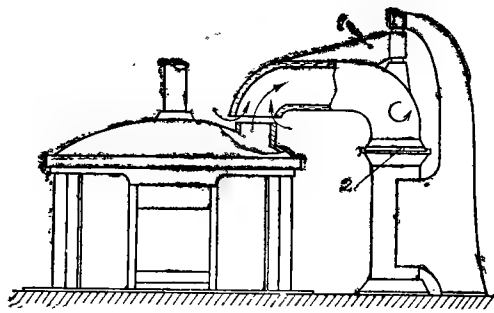


Рис. П-4. Вытяжное полностью закрытое устройство для дуговой печи (газовый тракт с водяным охлаждением):

1 — поворотный газовый тракт с водяным охлаждением; 2 — вращающееся соединение.

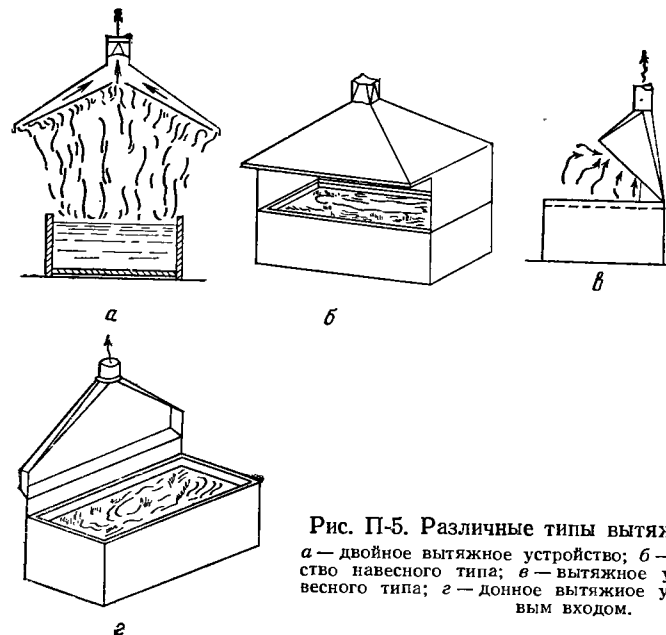


Рис. П-5. Различные типы вытяжных устройств: а — двойное вытяжное устройство; б — вытяжное устройство навесного типа; в — донное вытяжное устройство с щелевым входом.

где Δp — потери давления; u — средняя скорость в трубе, м/с; D — диаметр трубы, мм; f — коэффициент трения, являющийся функцией числа Рейнольдса $Re = uD\rho/\mu$, который можно определить из рис. П.6.

2. В прямоугольных коробах поперечного сечения $a \times b$ диаметр [см. уравнение (П.1)] заменяют условным гидравлическим диаметром D_h , т. е. $D_h = 2ab/(a+b)$. Потери давления в коленах или в арматуре можно определить, если в уравнение (П.1) подставить условный диаметр трубы D_u , определяемый как

ТАБЛИЦА П.1

Установка	Тип вытяжки	Скорость на входе, м/с
Аппарат для упаковки фармацевтических препаратов	Узкая боковая	1—2
Бак для травления	Навесная	1,2—1,5
Паяльное устройство	Закрытая со входом с одной стороны	0,15—1
Котел для варки лака	Навесная	1,2—1,5
Сепарационное устройство для пыли из зерна, дерева	Щелевая (50 мм)	10
Печи для выплавки алюминия	Навесная	2,5—3
	Щелевая (50—100 мм)	10
	Закрытая со входом с одной стороны	0,75—1
Печи для выплавки латуни	Навесная	1—1,2
	Закрытая со входом с одной стороны	1—1,2
	Навесная	1,2—1,5

отношение условной длины трубы к ряду диаметров ее, являющихся функцией типа колена или арматуры:

	D_y
Колено (90° стандартного радиуса)	32
Колено (90° эллипсного типа)	20
U-образное колено (180°)	75
Тройник на входе в колено	60
Тройник на входе в отвод	90
Задвижка (открытая)	7
Вентиль (открытый)	300

3. КОНСТРУКЦИИ БУНКЕРОВ

Бункера, устанавливаемые под секциями улавливания газоочистного обору-
дования (циклонами, осадительными камерами, мешочными фильтрами или
электрофильтрами), обычно имеют форму перевернутого конуса или пирамиды.
Конструкция бункера для конкретной установки зависит от реологического по-
ведения массы собранной пыли или порошка. При удачной конструкции гладкий
поток собранного материала будет направляться самотеком без зависания или
частичного оседания. Эти проблемы изучены детально многими исследователями
и рассматриваются во многих работах [221, 252, 633, 869], в частности Ригард-
сом. Собираемые порошкообразные материалы ведут себя, в основном, как коге-
зентные твердые тела, которые «проваливаются» при значительном усилии на
них и далее текут как пластичные вещества. Очень важно спроектировать стенки
и отверстия бункеров так, чтобы избежать зависания даже в условиях повышен-
ной влажности, когда увеличивается сцепление порошкообразных материалов.

Приближительный расчет минимального отверстия бункера может быть про-
веден на основании одного из уравнений, упомянутых Ригардсом [682] для рас-
стояния между стенками опорных арок камеры, например [290]

$$L = \frac{2C}{\rho_m} \cdot \frac{\cos \eta (1 + \sin \eta)}{\cos (\alpha + \eta)} \quad (\text{П.2})$$

где C — коэффициент сцепления материала; ρ_m — плотность материала; α —
угол трения о стенку, рад.; L — радиус конического отверстия между стенками
пирамидального отверстия; η — угол внутреннего трения порошкообразного ма-
териала, град.

Сцепление C зависит от нормального и сдвигающего напряжения σ и τ и
угла внутреннего трения порошка η

$$\tau = C + \sigma_{\tan \eta} \quad (\text{П.3})$$

Простейшая конструкция бункера представляет собой цилиндр с отверстием
в плоской основе. Здесь порошок собирается и проходит через отверстие, остав-

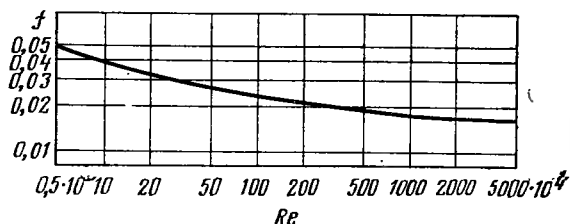
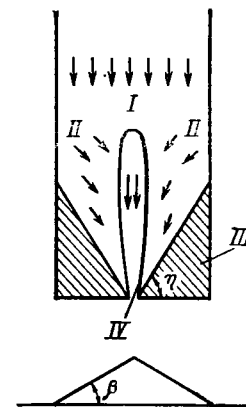


Рис. П-6. Зависимость числа Рейнольдса от коэффициента трения f для трубо-
проводов и коробов.

Рис. П-7. Схема распределения основных потоков мате-
риала в бункерах:

I — зона потока закупоривания; II — зона питательной трубы;
 III — мертвая зона; IV — труба.



ляя часть в «мертвой» зоне. Угол между горизонталь-
ной плоскостью и границей мертвой зоны (угол внут-
реннего трения η) приблизительно в два раза больше
угла естественного откоса (β) материала. Угол на-
клонных стенок бункера приблизительно такого же по-
рядка (рис. П.7).

Этот угол можно уменьшить, сделав очень гладкие
стенки, поэтому становится возможным использование
нижнего бункера. Однако в данном случае наблюдает-
ся образование значительного «централизованного по-
тока», когда часть порошка задерживается в бункере
продолжительное время. Исключение составляют при-
меры, когда бункер дренируется с целью полного его
освобождения от материала.

В других случаях выбор соответствующей формы выходного отверстия, а
также введение двойного конуса с крутыми стенками позволяют обеспечить
хороший поток собранного порошка. Иногда бывает полезной облицовка стенок
бункера некорродирующим, гладким твердым металлом и керамикой для умень-
шения угла скольжения; вибраторы или встряхивающие устройства могут быть
предусмотрены для материалов с сильным сцеплением.

В реальных условиях стенки бункеров устанавливают под углом 60° к го-
ризонтالي. Более крутые стенки возможны в тех случаях, когда собираемый ма-
териал слабо течет или же когда для опорожнения бункера устанавливают
вибратор. Размер бункера должен быть таким, чтобы задвижку бункера откры-
вали лишь изредка, ибо при открытой задвижке циклон работает неудовлетво-
рительно.

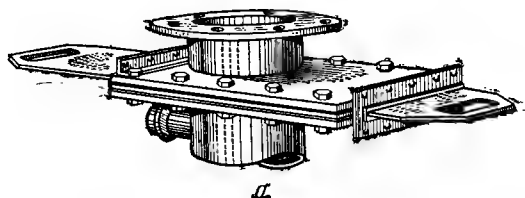
Бункер можно использовать и для складирования продукта; в таком слу-
чае ограничения на его габариты отсутствуют. Швы бункера тщательно заделыва-
ют, чтобы обеспечить полную герметизацию и избежать присоса воздуха. Ар-
матура также тщательно герметизируется, она может быть с ручным или ме-
ханическим управлением.

В небольших циклонах устанавливают задвижки, работающие по принципу
«к себе — от себя» (рис. П.8), или пружинный тарельчатый клапан. Можно
также предусмотреть установку откидной задвижки с противовесом и автома-
тическим открытием бункера при достаточном напоре пыли. Однако перечислен-
ную выше арматуру нельзя устанавливать, если давление в циклоне превышает
давление в прилегающей к нему системе (вентилятор расположен до циклона);
обычно область ее применения ограничена тяжелыми, легко текущими пылями.
Кроме того, применение задвижек ограничено также вследствие утечки воздуха
при неполном закрытии клапана.

Две механические системы, часто используемые в практике, выполняются в
виде двоянной откидной задвижки (рис. П.8, а) и вращающегося воздушного
затвора (рис. П.8, б). Откидные клапаны поочередно открываются кулачковым
устройством с электроприводом и, таким образом, воздух не будет попадать
в бункер циклона. Такое устройство рекомендуют для работы в тяжелых усло-
виях, например, с абразивными материалами.

Вращающийся воздушный затвор особенно эффективен при постоянном
сбросе материала. Он состоит из медленно вращающегося четырех- или шести-
лопаточного ротора с пылезащитными сальниковыми уплотнителями и герме-
тически посаженного вала с приводом от редукторного двигателя. Это устрой-
ство занимает меньше места, чем двоянная откидная задвижка.

Собираемый материал может сбрасываться через клапан в мешки, бункера,
транспортеры и прочие средства для удаления собранных продуктов.



4

— С помощью закона Стока постройте графики определения фракционного к. п. д. для процесса улавливания летучей золы и частиц оксида железа в осадительной камере шириной 6 м, высотой 5 м и длиной 9 м. Плотность летучей золы 2 г/см^3 , оксида железа — $4,5 \text{ г/см}^3$; объемный расход газа $23,5 \text{ м}^3/\text{с}$ при 400°C ; вязкость газа-носителя $32,8 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ при 400°C . (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. II. Ноябрь 1962 г.)

3. — Расскажите об особенностях движения частиц в статической жидкости, в частности, о сопротивлении отдельной частицы в открытой и закрытой системах, о взаимодействии частиц и факторах формы. (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Ноябрь 1963 г.)

4. — Расскажите о различных типах циклонов для удаления частиц из потока газа. Прокомментируйте методы оценки рабочих параметров циклона и выведите зависимость для их прогнозирования.

5. — Основными механизмами процесса удаления частиц при фильтровании на тканевых фильтрах являются: инерционное столкновение, улавливание и диффузия. Расскажите об особенностях каждого механизма процесса и о степени важности каждого из них. Прокомментируйте качественно взаимодействие их между собой и покажите, как знание механизма процесса помогает в выборе материалов фильтра. (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Ноябрь 1964 г.)

7. — Расскажите о движении полностью погруженной частицы, о сопротивлении ее движению, рассмотрев, в частности, влияние различных режимов расхода газа в постоянной среде, влияние размера частицы и непостоянства среды, гранич и наличия других частиц, а также формы частицы. Каким образом эти свойства частиц влияют на конструкцию отстойника для сепарации различных пылей?

8. — Из отходящих доменных газов необходимо удалять летучую золу (плотность 2 г/см^3), расход газа $15,5 \text{ м}^3/\text{с}$ при 350°C . Начальный сбор крупнозернистой окалины размером более 100 мкм производят в осадительной камере, за нею следуют другие устройства. Расскажите о системах, которые можно было бы в данном случае использовать, если а) необходимо добиться к. п. д. сбора всех частиц 99% ; б) для частиц 5 мм и более достаточен к. п. д. около 90% .

Рассчитайте размеры осадительной камеры и набросайте схему предполагаемой установки. Динамическая вязкость воздуха при 350°C — $30,9 \text{ мПа}\cdot\text{с}$.

9. — Напишите ответы на любые три из нижеследующих вопросов: а) основные механизмы сбора частиц в тканевых фильтрах; б) проблемы струйных скрубберов для улавливания частиц; в) основные процессы золоулавливания в электрофильтрах; г) строение потока, принятое при расчете к. п. д. циклона. (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Ноябрь 1965 г.)

10. — Рассказать о различных теориях, применяемых при расчете критического размера частиц и другого аналогичного параметра циклонов, используемых для процесса сепарации. Следует развить эту теорию для конкретной теоретической модели. Рассчитайте критический размер частиц для газового циклона при следующих условиях:

Циклон:		Воздух:	
диаметр, м	0,9	расход, $\text{м}^3/\text{с}$	4
высота, м	3,6	температура, $^\circ\text{C}$	20
Короб:		плотность, г/см^3	0,0013
диаметр на выходе, м	0,45	вязкость, $\text{мПа}\cdot\text{с}$	18,1
высота, м	0,45	Частицы, плотность, г/см^3	2,5
глубина, м	0,21		

(Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Ноябрь 1966 г.)

4. ТИПИЧНЫЕ ЭКЗАМЕНАЦИОННЫЕ ВОПРОСЫ

В последние годы в университетах был разработан курс лекций, охватывающий проблемы очистки газов, механику частиц и смежные области. Автор участвовал в составлении некоторых из них. Предлагаемые ниже типичные экзаменационные вопросы могут оказать помощь при создании других курсов.

1. — Какие существуют методы удаления дисперсных твердых частиц в потоках жидкостей и газов? Укажите кратко различия в методах сепарации, их преимущества и возможности. Приведите пример технологического процесса, где использовался бы один или более методов, индивидуально или в сочетании с другими. (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. II. Ноябрь 1961 г.)

2. — Расскажите о факторах, влияющих на движение мелких частиц в жидкости и газах. Прокомментируйте эффекты взаимодействия при наличии групп частиц.

Рис. П-8. Типы арматуры, встроенной в днище бункеров:

а — ручные задвижки типа «от себя — к себе»;
б — самосрабатывающая откидная задвижка с противовесом; в — механическая сдвоенная откидная задвижка; г — механическая вращающаяся задвижка.

11. — «Фильтрация частиц из газов — многоступенчатый процесс; требуется ряд механизмов для того, чтобы сделать этот процесс эффективным». Следует развить это положение и указать, как его можно использовать для определения необходимых свойств фильтровальной среды при очистке газов. (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Август 1968 г.).

12. — Расскажите о поведении частиц неправильной формы при свободном их падении в жидкости; об определении условных диаметров, которые можно использовать при расчете сопротивления однородной жидкости несферическим частицам,двигающимся сквозь нее; о факторах формы и их применении. Рассчитайте один условный диаметр и один фактор формы для куба и для бруса (длина бруса в два раза больше его диаметра). (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Август 1968 г.).

13. — Рассмотрите любые три из приведенных ниже вопросов: агломерация частиц, тепловое осаждение, сопротивление жидкости несферическим частицам и сопротивление ускоряющейся частице.

14. — Расскажите о преимуществах и недостатках систем с жидкими скрубберами с точки зрения содержания веществ, загрязняющих воздушный бассейн. Что Вы можете сказать о распылительных соплах, об оптимальном размере капель в оросительных колонках и в центробежных оросительных скрубберах; о скрубберах Вентури, о сеточных устройствах для удаления тумана и принципе их работы.

15. — Уравнение, обычно используемое для расчета скорости смещения частиц в электрофильтре

$$\omega = \frac{\epsilon}{\epsilon + 2} \cdot \frac{CEE'd}{4\pi\mu}$$

Что означают величины, входящие в него? Каковы главные стадии и основные предположения при выведении этой формулы; показать, как можно применить скорость смещения в выражении для расчета к. п. д. электрофильтра; какова эффективная скорость смещения и как она отличается от той, которая использовалась для расчета к. п. д., как ее вывести;

кратко рассказать о следующих особенностях золоулавливания в электрофильтрах: удельное сопротивление пыли, встряхивающие устройства, положительная и отрицательная корона. (Мельбурнский университет, факультет химической технологии. III. Август 1969 г.).

16. — Рассчитайте следующие факторы формы: диаметр поверхности, объемный диаметр, диаметр площади, сферичность и округлость. Формы таковы: куб, рассматриваемый с одной стороны; треугольные частицы, у которых торцы квадратные, а стороны в два раза длиннее, чем одна сторона квадратного торца; брус, у которого длина в два раза больше диаметра торца бруса в поперечнике.

17. — Рассчитайте гидравлическое сопротивление в области вязкого потока для эллипсоида вращения, у которого длина меньшей оси равна половине длины большой оси, идущего продольно и под прямым углом к этому потоку; плоская дисковая тарелка, лежащая в горизонтальной плоскости и под прямым углом к потоку.

18. — Волокно из нержавеющей стали со средним диаметром нити 5 мкм превращено в «войлочную» набивку, проницаемость которой 0,019 м³/с при нормальных температуре и давлении. Рассмотрите возможность использования такой набивки в качестве фильтра для горячих газов в сталелитейном производстве при следующих условиях:

в газах содержится 12% CO₂, 20% H₂, 58% N₂ и 10% O₂ (принять линейную интерполяцию для определения характеристики смеси), температура газов 500 °C, их плотность 6,7 г/м³;

частицы, содержащиеся в газах — оксид железа (III) плотностью около 4,5 г/см³; при среднем размере 0,8 мм 95% частиц размером от 0,08 до 5 мт; 4% — от 0,01 до 15 мкм;

глубина набивки 8 мм, что эквивалентно 40 нитям волокна при условии линейного пути частиц и газов. Принимают, что линейная скорость через фильтрующий слой составляет 0,05 м/с. (Примечание: проницаемость определяют произвольно как объем, проходящий через 1 м² поверхности фильтра, причем перепад давления составляет 0,2 кПа за 6 с).

Предложите вариант фильтровальной камеры производительностью по газу 2,4 м³/с при нормальной температуре и давлении.

19. — I. Покажите, что если исходить из закона Стокса, к. п. д. сбора (извлечение) для простой самотечной отстойной камеры можно выразить формулой (для $\eta \leq 1$)

$$\eta = \frac{L_s B_s d^2 (\rho_c - \rho) g}{18 Q \mu}$$

где L_s — длина камеры; B_s — ее ширина; Q — объемный расход газа; μ — его вязкость; $\rho_c - \rho$ — соответственно плотность частиц и газа; d — диаметр частиц.

На основе формулы выведите уравнение для самого минимального размера частицы, которую можно полностью улавливать в камере. Нужны ли для этого дополнительные предположки?

Газы из вращающегося охладителя для портланд-цемента выходят при 95 °C; предполагают, что в них содержатся частицы диаметром 200 мкм, которые требуется уловить в простой осадительной камере. Плотность цемента 1,3 г/см³. Расход воздуха составляет 89 000 кг/г. Чтобы избежать возврата частиц скорость воздуха в камере не должна превышать 3 м/с. Из соображений экономии производственных площадей длина камеры ограничена 9 м.

Найдите приблизительные размеры камеры.

II. После начала работы обнаружили, что через камеру проходят очень маленькие частицы размером 60 мкм. Если переоборудовать камеру по типу Хаварда, установив ряд горизонтальных полок, сколько надо полок, чтобы обеспечить полное улавливание?

20. — Набросайте проект помещения для мешков фильтра с цилиндрическими рукавами диаметром 0,2 м и производительностью по газу 25 000 м³/ч при 150 °C. Какие самые главные детали? Газы относительно неагрессивны, а запыленность составляет приблизительно 10 г/м³.

21. — Простая скрубберная колонна должна быть рассчитана на очистку 7 м³/с газа. Предложите конструкцию, в которой был бы предотвращен унос 90% капель, если размер 4% капель менее 0,2 мм. Рассчитайте к. п. д. пылеулавливания (см. ниже) в колонне высотой 6 м, если расход жидкости равен 1 дм³/м² поперечника колонки в 1 с, а средний размер капли равен 0,8 мм.

Распределение размеров стандартного мелкозернистого песка по Стерманду (в % масс.) менее соответствующего размера):

Размер, мкм	% масс.	Размер, мкм	% масс.
150	100	30	55
104	97	20	45
76	90	10	10
60	80	5	5
40	65		

ТАБЛИЦА П.2

Динамическая вязкость газов (в Па·с·10⁵)
(дополненные и измененные [789])

Температура, °C	Воздух	N ₂	O ₂	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	Водя- ные пары
—160	78,1	77,1	87,9		74,4	46,0	44,9			
—140	92,0	90,0	103		87,4	51,5	52,8			
—120	105	103	117		99,9	56,8	60,5			
—100	117	114	131		112	61,8	68,1	62		
—80	129	126	144		124	66,5	75,1	68		
—60	140	136	157	108	135	71,1	82,5	74		
—40	151	147	169	118	145	75,6	89,3	81		
—20	162	157	181	127	156	79,9	95,9	88		
0	172	166	192	137	166	84,1	102	94	86	
20	181	175	203	146	175	88,2	109	101	92	95,6
40	191	184	213	156	185	92,2	115	108	98	103
60	200	193	223	165	194	96,1	121	115	104	110
80	209	201	233	173	202	100	127	122	109	117
100	217	209	243	182	211	104	133	128	115	125
150	238	229	266	203	231	113	147	142	129	143
200	257	247	288	222	251	122	160	156	142	161
250	275	265	309	241	269	130	173	169	155	179
300	293	282	329	259	287	139	184	181	166	197
350	309	298	348	276	304	147	196	192	176	215
400	325	313	367	293	320	154	207	202	184	233
450	340	328	385	309	336	162	217	212	195	251
500	355	342	402	324	352	169	227	222	204	269
550	369	355	419	339	367	177	237			287
600	383	368	436	354	382	184	246		230*	306
650	396	381	452	368	396	191	256			327
700	409	393	468	382	410	198	265		249*	348
800	433	417	500	408	437	211	283		269*	387
900	457	440	530	434	464	223	300		283*	421
1000	479	461	559	459	490	235	316		299*	456

Коэффициенты по Сатерланду

K·10 ⁷ . . .	150	143	176	158	135	66	—	—	—	—
C	124	110	131	240	102	72	—	—	—	—

* Эти величины, взятые из справочника «Технические данные по топливам». Под ред. Спайерса. Изд. 5-е, были рассчитаны по формуле Сатерланда:

$$\mu_r = KT^{3/2}/(T + C)$$

где T — температура, K; K и C — константы.

Константы, приведенные в нижней части таблицы, могут быть использованы для расчета вязкости газа при температуре выше 1000 °C. Величины, рассчитанные таким образом, могут применяться только лишь для грубых приближений.

Плотность некоторых газов (при 100 кПа)

Газы	ρ, кг/м ³	t, °C	Газы	ρ, кг/м ³	t, °C
Воздух	1,2928	20	(Воздух)	1,293	0
Доменный газ	1,121	20	Диоксид углерода	1,963	0
Газы переработки угля			Оксид углерода	1,250	0
горизонтальная ретортная печь	0,48	20	Водород	0,090	0
вертикальная ретортная печь непрерывного действия (без пропаривания)	0,52	20	Метан	0,715	0
вертикальная ретортная печь непрерывного действия (с пропариванием)	0,58	20	Этан	1,037	0
Генераторный газ			Пропан	2,020	0
на угле (механический генератор)	1,05	20	Этилен	1,251	0
на коксе (механический генератор)	1,08	20	Сероводород	1,521	0
Водяной газ	0,82	0	Диоксид серы	2,922	0
Кислород	1,428	0	Пары серной кислоты	4,380	0
Азот	1,257	0	Аммиак	0,771	0
			Хлористый водород	1,639	0
			Фтор	1,696	0
			Хлор	3,214	0
			Аргон	1,783	0

6. ЕДИНИЦЫ СИ

В семидесятые годы в практику все более широко внедряется метрическая система мер и весов. В связи с этим студенты университетов и других высших учебных заведений обучаются с использованием этих единиц, учебники и таблицы все шире применяют метрические единицы и все большее число наших изделий и материалов измеряются на основе метрических единиц.

Метрическая система, или «СИ» (по первым буквам названия «Système International d'Unités» проще и удобнее в обращении, чем системы «СГС» (сантиметр, грамм, секунда) или «МКС» (метр, килограмм, секунда). Здесь исключается путаница с электростатическими единицами, а также с британскими и американскими галлонами.

К основным единицам СИ относятся килограмм (масса), метр (длина), секунда (время), Кельвин (температура), ампер (электрический ток), кандела (единица освещенности) и радиан (угловая мера). Все эти единицы, за исключением последней, широко применяются инженерами, работающими в области очистки воздушного бассейна, лишь вместо шкалы Кельвина, или абсолютной шкалы, обычно применяют температурную шкалу Цельсия (0 °C = 273,15 K).

К важнейшим производным единицам относятся ньютон (единица силы), джоуль (единица количества тепла и работы), ватт (единица энергии), паскаль (единица давления), герц (единица частоты); кроме того, имеется ряд электрических единиц, например, кулон (заряд), фарада (емкость), генри (индуктивность), вольт (потенциал) и вебер (магнитный поток).

Одним из главных преимуществ метрической системы является возможность выражения больших и малых единиц в десятичных порядках. В СИ введено еще

большее упрощение, здесь применяются только те единицы, которые кратны 10^3 :

Приставка	Обозначение	Множитель	Приставка	Обозначение	Множитель
Тера	Г	10^{12}	Милли	м	10^{-3}
Гига	Г	10^9	Микро	мк	10^{-6}
Мега	М	10^6	Нано	н	10^{-9}
Кило	К	10^3	Пико	п	10^{-12}

Во всех промышленных странах мира метрическая система уже существует в течение нескольких поколений либо принята недавно или на пороге принятия. Даже США, которые долгое время оставались единственной ведущей промышленной страной, которая сохраняла традиционные единицы, решила перейти на систему единиц СИ.

Интересно отметить, что десятичная система, являющаяся основополагающей, впервые была предложена Габриэлем Мутоном, викарием из Лиона. Французская революция была эпоха перемен, во время которой была введена метрическая система мер и весов. Она была подробно описана во французском праве 1795 г. и закреплена декретом от 10 декабря 1797 г. во времена Наполеона.

Основной единицей метрической системы была длина, равная 1 м, которая представляла собой, как предлагал лионский викарий, одну десятиллионную квадрата окружности земли. Длина или, даже секция дуги, была предложена двумя французскими геодезистами Делямбре и Мешан, которые начиная с 1791 г. исследовали меридиан, проходящий через Барселону на юге до Дюнкера на севере. Однако новая метрическая система была встречена во Франции с сильным предубеждением и наполеоновским декретом 1812 г. была восстановлена старая система французских мер и весов, которую отменили через 25 лет.

Другие европейские страны очень медленно переходят на путь метрификации.

В Англии единые меры и веса были установлены в виде отдельного раздела Великой Хартии 1215 г.; метрические же меры стали легально существовать с 1864 г., а законодательно были оформлены актом парламента в 1897 г.

По совету Томаса Джефферсона Соединенные Штаты опробовали десятичную систему, разработанную самим Джефферсоном в 1791 г. Тридцать лет спустя, другой президент Джон Кунси Адамс рекомендовал ввести метрическую систему по примеру французской. Однако хотя с 1864 г. в США разрешено пользование метрической системой, а сама страна является членом Метрической Конвенции 1875 г., до сих пор окончательного решения в пользу этой системы в США не принято.

Многие, даже опытные инженеры считают перевод единиц трудным, ибо на какое-то время они теряют чувство реальных величин — будь это температура, расход газа или концентрация. Тем не менее, следует полностью перейти на новую систему, иначе мы не сможем понимать последних достижений и проектов, разрабатываемых в других странах.

ЛИТЕРАТУРА

1. Abel E., Barth H. — Arch. Eisenhüttenwes., 29, 683 (1958).
2. Adams D. F., Hendrix J. W., Applegate H. G. — J. Agric. Fd. Chem., 5(2), 108—16 (1957).
3. Aerotec Industries Inc., South Norwalk, Conn., U. S.
4. Aitken J. — Trans. Roy. Soc. (Edinburgh), 32, 239 (1887).
5. Albany Felt Co., United States Pat. № 2, 896, 263, July (1959).
6. Albrecht F. — Physik. Z., 32, 48 (1931).
7. Alden J. L., Design of Industrial Exhaust Systems, 3rd ed., The Industrial Press, New York (1959).
8. Alexander L. G., Coldren C. L. — Ind. Eng. Chem., 43, 1325 (1951).
9. Alexander R. McK. — Proc. Australas. Inst. Min. Metall., 152, 203 (1949).
10. Alford H. B. — Combustion, 32, 45 (1960).
11. Allcut A. E. — Proc. Instn. Mech. Engrs., 140, 308 (1938).
12. Allen C. H., Rudnik I. — J. Acoust. Soc. Am., 19, 857 (1947).
13. Allen H. S. — Phil. Mag., 50, 323, 519 (1900).
14. Allen S., Hamm J. R. — Trans. Am. Soc. Mech. Engrs., 851—858 (1950).
15. Alonso J. R. F. — Chem. Engng, 78 (27), 86—96 (1971).
16. Амелин А. Г. — Коллоидн. ж., 10, 169 (1948).
17. Амелин А. Г., Белаков М. И. — Коллоидн. ж., 17, 10 (1951).
18. American Air Filter Co. Inc., 215 Central Ave., Louisville, 8, Ky., U. S.
19. Anderson H. C., Green W. J. — Ind. Engng Chem., 53, 645 (1961).
20. Anderson E. Chemical Engineer's Handbook, Ed. Perry J. H., 1st ed., p. 1548, McGraw-Hill, New York (1935).
21. Anderson R. B., McCartney J. T., Hall W. K., Hofer L. J. E. — Ind. Engng Chem., 39, 1618 (1947).
22. Andreasen A. H. M. — Staub, 35, 11 (1954).
23. Anon: Times Review of Industry, p. 80 (July, 1954).
24. Anon: Cost Engineering in the Process Industries, Ed. Chilton C. H., p. 331, McGraw-Hill, New York (1960); Chem. Engng, 66, (July, 1959).
25. Anon: Engineering, 189, 806 (1960).
26. Anon: Chem. Engng, 68, № 18, 84, (1961).
27. Anon: Chem. Process, 10th Feb. (1964) (reprint).
28. Anon: Chem. Engng, 71, 128, (July, 1964).
29. Anon: A Compilation of Ambient Air Quality Standards and Objectives, prepared by Technical Assistance Branch, Divn. of Air Pollution, Public Health Ser-

wise, Dept. of H. E. W., Taft Sanitary Engng Center, Cincinnati, Ohio, 11th May (1965).

30. Anon: Environmental sci. Tech., 1, 282—6 (1967).
31. Anon: A Digest of State Air Pollution Laws (1967 edition), U. S. Dept. of H. E. W., Public Health Service, National Center for Air Pollution Control, Washington D. C. 20201, p. 556 (1968).
32. Anon: Electrical World, 29, (Oct., 1967).
33. Applebey M. P. — Trans. Soc. Chem. Ind., 56, 139 (1937).
34. Arawaki M., Mitsubishi Heavy Industries Ltd. Technical Review, 5, 208 (1968).
35. Arendt P., Kallmann H. — Z. Physik, 35, 421 (1925).
36. Arnold H. D. — Phil. Mag., 22, 755 (1911).
37. Ashman R. — Proc. Instn Mech. Engrs, 1B, 157 (1962).
38. Asklöf S. H. V., U. S. Pat. № 3, 026, 966, 27th Mar. (1962).
39. Am. Soc. Mech. Engrs, Standard No. APS-1, Recommended Guide for the Control of Dust Emissions—Combustion for Indirect Heat Exchangers, Am. Soc. Mech. Engrs, New York (1966).
40. Atsukawa M., Mishimoto Y., Matsumoto K. — Mitsubishi Heavy Industries Ltd. Technical Review, 2, 134 (1965).
41. Atsukawa M., Mishimoto Y., Matsumoto K. — Mitsubishi Heavy Industries Ltd. Technical Review, 4, 33 (1967).
42. Atsukawa M., Mishimoto Y., Takahashi N. — Mitsubishi Heavy Industries Ltd. Technical Review, 5, 129 (1968).
43. Avy A. P. — Staub, 37, 372 (1954).
44. Avy A. P., Problems and Control of Air Pollution, Ed. Mallette F. S., p. 264, Reinhold (1955).
45. Babcock & Wilcox Ltd., Farrington St., London E. C. 4, Bull. № 1467/1.
46. Bachman P. W., Taylor G. B. — J. Phys. Chem., 33, 447 (1929).
47. Bachmann D. — Dechema Monographs, 31 (1959).
48. Badger W. L., Banchemo J. T., Introduction to Chemical Engineering, McGraw-Hill, New York, p. 425 (1955).
49. Badzioch S. — J. Inst. Fuel, 33, 106 (1960).
50. Bagg J., The formation and control of oxides of nitrogen in air pollution, Air Pollution Control, Ed. Strauss. W., p. 35—94, Wiley—Interscience, New York, (1971).
51. Bainbridge C. A., private communication (1958).
52. Bainbridge C. A. — Chem. Process., Nov. (1961). Brit. Pat. № 851, 555.
53. Baliff J., Greenburg L., Stern A. C. — Am. Ind. Hyg. Ass. Quart., 9, 85 (1948).
54. Barber R., Jackson R., Land T., Thurtow G. G. — J. Inst. Fuel, 27, 408 (1954).
55. Barker D. H., Ph. D. Thesis, Univ. of Utah (1951).
56. Barnebey H. L. — Heat Pip. Air. Condit., p. 155 (Mar. 1958).
57. Barth W. — Ver. Deut. Ing. Tagungsheft, 3, 11 (1954).
58. Barth W. — Brennst.-Wärme-Kraft, 8, 1 (1956).
59. Barth W. — Staub, 19, 175 (1959).
60. Barth W. — Staub, 21, 382 (1961).
61. Barth W., Lenweber L. — Staub, 24 (2), 41—55 (1964).
62. Bassa G., Beer J. — Silikattechnik, 5, 529 (1954).

63. Baum F., Riess F. — Staub, 24, 369 (1964).
64. Baum K., Berg.-u. hutten. Mh., 104, № 2, 41 (1959).
65. Becker H., Rechmann H., Tillmann P. — Kolloid. Z., 169, 34 (1960).
66. Becker H. A. — Can. J. Chem. Engng, 37, 85 (1959).
67. Benarie M. — Staub, 22, 118 (1962).
68. Benforado D. M., Pauletta C. E., Hazzard N. D. — Air Engineering (Mar. 1967) (reprint).
69. Benforado D. M., Waitkus J., Fume control in wire enamelling by direct flame incineration, Air. Pollut. Control Ass. Annual Conference, Cleveland, June (1967).
70. Berg G. J. van den — Trans. Instn. Chem. Engrs, London, 35, 409 (1957).
71. Berg R. H. — Am. Soc. Test. Mater., Special Technical Publication, № 234, p. 245 (1958).
- 71a. Bergmann L. — Wasser, Luft und Betrieb, 5 (10) Oct. (1968) (reprint).
72. Berner A. — Staub Reinhalt. Luft, 26, 167 (1966).
73. Berner A., Preining O. — Staub, 24, 292 (1964).
75. Bienstock D., Brunn L. W., Murphy E. M., Benson H. E., Sulphur dioxide, its chemistry and removal from flue gases, U. S. Bur. Mines Information Circular 7836 (1958).
76. Bienstock D., Field J. H., Myers J. G. — J. Eng. Pwr. Am. Soc. Mech. Engrs, Ser. A, 86 (3), 353 (1964).
77. Bienstock D., Field J. H., Katell S., Plants K. D. — J. Air Pollut. Control Ass., 15, 459 (1965).
78. Billings C. E., Effects of Particle Accumulation in Aerosol Filtration, report from the W. M. Keck Laboratory of Environmental Health Engng, California Institute of Technology, Pasadena, Sept. (1966).
79. Billings C. E., Silverman L. — Int. J. Air Wat. Pollut., 6, 455 (1962).
80. Billings C. E., Silverman L., Kurker C. — J. Air Pollut. Control Ass., 8 (3), 185 (1958).
81. Billings C. E., Silverman L., Kurker C., Industrial Wastes (1959) (reprint).
82. Billings C. E., Silverman L., Levenbaum L. H., Kurker C., Hickey E. C. — J. Air Pollut. Control Ass., 8 (1), 53 (1958).
83. Billings C. E., Silverman L., Denis R., Levenbaum L. H. — J. Air Pollut. Control Ass., 10 (4), 318 (1956).
84. Billings C. E., Silverman L., Small W. D. — J. Air Pollut. Control Ass., 5 (3), 159 (1955).
85. Black C. H., Effectiveness of a fluidized bed in filtration of airborne particulates of submicron size, Ph. D. Thesis, Oregon State Univ. (1967).
86. Blacktin S. C. — Trans. J. Soc. Chem. Ind. 58, 334 (1939).
87. Blacktin S. C. — Trans. J. Soc. Chem. Ind., 59, 153 (1940).
88. Blankenburg R. — Staub, 21, 321 (1961).
89. Blankenburg R. — Staub, 21, 426 (1961).
90. Blasewitz A. G., Judson B. F. — Chem. Engng. Prog., 51, 6 (1955).
91. Blasewitz A. G., Schmidt W. C., 2nd Int. Conf. on Peaceful Uses of Atomic Energy, 18, 184 (1958).
92. Blatz H., Introduction to Radiological Health, chap. 4, McGraw-Hill, New York (1964).
93. Boehme G., Kling W., Krupp H., Lange H., Sandstede G. — Z. angew. Phys., 16, 486 (1964).

94. Boehme G., Krupp H., Rabenhorst H., Sandstede G. — Trans. Instn Chem. Engrs, 40, 252 (1962).
95. Höhlen B., Lüthi J., Guyer A. — Chemie-Ing.-Tech., 39, 910—13 (1967).
96. Böhm J. — Staub Reinhalt. Luft, 30, 99—106 (1970).
97. Hohne H. — Allg. Forstzeitschr., 18 (7), 109—11 (1963).
98. Bol J., Gebhart J., Heinze' W., Petersen W. D., Wurzbacher G. — Staub Reinhalt. Luft, 30, 475 (1970).
99. Booras S. G., Zimmer C. E., Comparison of conductivity and West-Gaeke analyses for SO₂, Paper № 67—109, presented at 60th Annual Meeting, Air Pollut. Control Ass., 11th June (1967).
100. Borgwardt R. H., Harrington R. E., Spaite P. W. — J. Air Pollut. Control Ass., 18 (6), 387—90 (1968).
101. Bosanquet C. H. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 28, 130 (1950). Appendix to paper by Stairmand C. J.
102. Bosanquet C. H., Carey W. F., Halton E. M. — Proc. Instn Mech. Engrs, 162, 355 (1950).
103. Bosanquet C. H., Pearson J. L. — Trans. Faraday Soc., 32, 1249 (1936).
104. Bostock W. — J. Sci. Inst., 29, 209 (1952).
105. Bostrom C. E., Brosat C. — Atmospheric Environment, 3, 407 (1969).
106. Boucher R. M. G. — Z. Aerosol Forsch., 6, 26 (1957).
107. Boucher R. M. G. — Genie Chim., 77 (6), 163 (1957); *ibid.* 78 (1), 14 (1957).
108. Boucher R. M. G. — Chem. Engng, 68, 83, Oct. (1961).
109. Boucher R. M. G., private communication (1968).
110. Boucher R. M. G., Koehler G. R., Ultrasonic Demister Project, Preliminary Report (undated), Macrosonic Corp., Cartoret, N.J.
111. Boucher R. M. G., Weiner A. L., Ultrasonic News, Summer (1962) (reprint).
112. Bouvier R. M. — Proc. Am. Pwr Conf., 24, 138 (1964).
113. Bradley D., Pulling D. J. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 37, 34 (1959).
114. Brandt O., Freund H., Hiedemann E. — Kolloid. Z., 77, 103 (1936).
115. Brandt W. — Staub, 21, 392 (1961).
116. Brennan E., Leone I. A., Daines R. H. — Int. J. Air Wat. Pollut., 9, 791—7 (1965).
117. Brewer G. L. — Chem. Engng, 75 (22), 160, Oct. (1968).
118. Bricard J., Problems of Atmospheric and Space Electricity, Ed. Coroniti S. C., Elsevier, Amsterdam (1965).
119. Brink J. A., Mist removal — P₂O₅, in Gas Purification Processes, ed. G. Nonhebel, Geo. Newnes, London (1964).
120. Brink J. A., Air pollution control with fibre mist eliminators, Paper presented to the 1962 Annual Chem. Engng Conf. of the Chem. Inst. of Can., Sarnia, Ontario, Oct. (1962) (preprint).
121. Brink J. A., Burggrave W. F., Greenwell L. E. — Chem. Engng Prog., 62 (4), 60—65 (1966).
122. Brink J. A., Burggrave W. F., Greenwell L. E. — Chem. Engng Prog., 64 (11), 82—86 (1968).
123. Brink J. A., Burggrave W. F., Rauscher J. A. — Chem. Engng Prog., 60 (11), 68—73 (1964).
124. Brink J. A., Contant C. E. — Ind. Engng Chem., 50, 1157 (1958).
125. Brinkman H. C. — Appl. Sci. Res., A1, 27 (1949).
126. Brinkman H. C. — J. Phys. Chem., 20, 571 (1952).
127. Brisse A. H. — Am. Soc. Mech. Engrs, Apr. (1960) (preprint 50PR1-16).
128. British Standard, Flow measurement, B. S. № 1042 (1943—57), British Standards Inst., London.
129. British Standard, Code for the sampling and analysis of flue gases, B. S. № 1756 (1952), British Standards Inst., London.
130. British Standard, Methods of test for air filters used in air conditioning and general ventilation, B. S. № 2831 (1957), British Standards Inst., London.
131. British Standard, Code for the continuous sampling and automatic analysis of flue gases. Indicators and records, B. S. № 3048 (1958), British Standards Inst., London.
132. British Standard, Methods of the sampling and analysis of fuel gases, B. S. № 3156 (1959), British Standards Inst., London.
133. Brock J. R. — J. Colloid. Sci., 17, 768 (1962).
134. Brock J. R., Hidy G. M. — J. Appl. Phys., 36, 1857 (1965).
135. Bromley L. A., Read S. M., Removal of sulphur dioxide from stack gases by see water, Research Report S-15, Project Clean Air, University of California, Berkeley, 1st Sept. (1970).
136. Broocks S. H., Calvert W. J., Iron Steel Inst. Special Report No. 61, p. 5 (1958).
137. Bruederle E., Scheidel C., Werner H., Blast Furnace and Steel Plant (reprint) Oct. (1960).
138. Brunauer S., Adsorption of Gases and Vapours, Princeton Univ. Press., Princeton (1943).
139. Buck M., Giess H. — Staub Reinhalt. Luft, 26, 379 (1966).
140. Buell-van Tongeren System, Buell (1952) Ltd., 3 St. James Sq., London, S. W. 1.
141. Bureau A. V., Olden J. F. — The Chemical Engineer, 206, CE55, Mar. (1967).
142. Burgers J. M. — Proc. K. Ned. Akad. Wetensch., 44, 1045, 1177 (1941); 45, 9, 126 (1942).
143. Burke E. — Chem. and Ind., 1312 (1955).
144. Busby H. G. T., Darby K., Colloques Internationaux du Centre National de la Recherche Scientifique, Grenoble, 27th Sept. (1960). (Editions du Centre National de la Recherche Scientifique, Paris, 1961).
145. Busby H. G. T., Darby K. — J. Inst. Fuel, 36, 184—97 (1963).
146. Busby H. G. T., Whitehead C., Darby K., High efficiency precipitator performance on modern power stations firing fuel oil and low sulphur coals, Paper EN-34 H, Second Int. Clean Air Congress, 6th—11th Dec. (1970), Washington D. C.
147. Cadle R. D., Wilder A. G., Schadt C. F. — Science, 118, 490 (1953).
148. Carlton-Jones D., Schneider H. B. — Chem. Engng, 75 (22), 166, Oct. (1968).
149. Carman P. C. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 15, 150 (1937).
150. Carman P. C., Flow of Gases Through Porous Media, Butterworths, London (1956).
151. Carpenter S. B., Leavitt J. M., Thomas F. W., Frizzola J. A., Smith M. E. — Air Pollut. Control Ass., 18 (7), 458—65 (1968).
152. Casella, C. F. & Co., London. Leaflet 778, Settlement dust counter.
153. Casella, C. F. & Co., London. Leaflet 804, Thermal precipitator.

154. *Cawood W.* — Trans. Faraday Soc., 32, 1068 (1936).
155. Chemical Construction Corp., 525 West 43rd St., New York 36, N. Y.
156. *Chen C. Y.* — Chem. Revs., 55, 595 (1955).
157. *Chen N. H.* — Chem. Engng, 69, 109, Feb. (1962).
158. *Chowdhury K. C. R., Fritz W.* — Chem. Engng Sci., 11, 92 (1959).
159. *Christian J. G., Johnson J. E.* — Ind. Engng Chem. Prod. Res. Dev., 2, 235—7 (1963).
160. *Cobine J. D.*, Gaseous Conductors, Dover, New York (1958).
161. *Cochet R.* — Compt. Rend., 243, 243 (1956).
162. *Cochet R.*, Colloques int. Cent. natn. Rech. Scient., Paris, 102, 331 (1961).
163. *Cock W. H., Ferris G. K.*, Fabric filters—selection and application problems, Paper 2.10, Clean Air Conf., Sydney (1969).
164. *Coke J. R.*, Ph. D. Thesis, Sheffield Univ. (1963).
165. *Cole A. F. W., Katz M.* — J. Air Pollut. Control Ass., 16, 201—6 (1966).
166. *Collins T. T., Seaborne C. R., Antony A. W.* — Paper Trade J., 26 (3), 55 (1948).
167. Combustifume Premix Burners, Maxon Premix Burner Co, Inc., Muncie, Ind., U. S. A.
168. Committee on Permissible Doses for Internal Radiation, Values recommended in the Report of: (1958 revision).
169. *Compton O. C., Remmert L. R.* (1950), quoted by Thomas, M. D. and Hendricks, R. H. in Section 9, Air Pollution Handbook, Ed. Magill, P. L., Holden, F. R. and Ackley, C., McGraw-Hill, New York, (1956).
170. *Connor P., Hardwick H. W., Laundry B. J.* — J. Appl. Chem., 9, 529 (1959).
171. Continental Air Filter Inc., Louisville, Ky., U. S.
172. *Cooperman P.*, Turbulent gas flow and electrostatic precipitation, Am. Instrn Elect. Engrs, Winter General Meeting, N. Y. (1960).
173. *Cooperman P.*, Eddy diffusion and particle erosion in electrostatic precipitation, 65—132, Air Pollut. Control Ass., 58th Gen. Meeting, Toronto (1965).
174. *Cooperman P.*, Boundary layer effects in electrostatic precipitation, Paper 64—124, Air Pollut. Control Ass., 59th Ann. Gen. Meeting, San Francisco (1966).
175. *Corbett P. F., Crane W. M.* — B.C.U.R.A. Bull., 16, 1 (1952).
176. *Corn M.* — J. Air Pollut. Control Ass., 11, 566 (1961).
177. *Corn M.*, Adhesion of particles, in Aerosol Science, Ed. Davies, C. N., chap. 11, Academic Press, London (1966).
178. *Corn M., Silverman L.* — Am. Ind. Hyg. Ass. J., 22, 337 (1961).
179. *Corn M., Stein F.* — Am. Ind. Hyg. Ass. J., 26, 325 (1965).
180. *Cortelyou C. G.*, Sulphur dioxide removal from flue gas, Reprint 54A, presented at the Symposium on Industrial Research and Development of Sulphur Dioxide Control Processes, 61st Ann. Meeting, A.I.Ch.E., Los Angeles, 1st—5th (1958).
181. *Cottrell F. G.*, U. S. Pat. № 895, 729 (1908) (also U. S. Pat. Nos. 866,843 and 945,717).
182. *Cottrell F. G.*, German Pat. № 230, 570, 17th Mar. (1908).
183. *Cottrell F. G.* — J. Ind. Engng Chem., 3, 542 (1911).
184. *Coull J. C., Bishop H., Gaylord W. M.* — Chem. Engng Prog., 45, 525 (1949).
185. *Coxon W. F.*, Flow Measurement and Control, Heywood, London (1959).
186. *Coykendall J. W., Spencer E. F., York O. H.* — J. Air Pollut. Control Ass., 18 (5), 315—18 (1968).
187. *Craggs J. M., Meek J. D.*, Electrical Breakdown in Gases, The Clarendon Press, Oxford (1953).
188. *Cullis C. F., Henson R. M., Trim D. L.* — Proc. Roy. Soc. (London), Series A, 295, 72 (1966).
189. *Cummings W. G., Redfern M. W.* — J. Inst. Fuel, 30, 628 (1957).
190. *Cunningham E.* — Proc. Roy. Soc. (London), A, 83, 357 (1910).
191. *Czaja A. T.* — Staub, 22, 228 (1962).
192. *Daeschner H. W., Seibert E. E., Peters E. P.* — Am. Soc. Test Mater., Special Pub. № 234 (1958).
193. *Dalla Valla J. M.*, United States Technical Conference on Air Pollution, R Ed. McCabe, L. C., p. 341, McGraw-Hill, New York, (1952).
194. *Dalla Valla J. M.*, Cost Engineering in the Process Industries, Ed. Chilton, C. H., p. 177, McGraw-Hill, New York (1970). (First appeared in Chem. Engng, Nov. 1953).
195. *Dalmon J., Lowe H. J.*, Colloques Internationaux du Centre National de la Recherche Scientifique, Grenoble, 27th Sept. (1960). (Editions du Centre National de la Recherche Scientifique, Paris, 1961.)
196. *Danckwerts P. V.* — Ind. Engng Chem., 43, 1460 (1951).
197. *Daniels T. C.* — The Engineer, 203, 358 (1957); See also *Davidson I. M.* — Proc. Instn Mech. Engrs, 160, 243 (1949).
198. *Danser H. W.* — Chem. Engng, 57, 158, May (1950).
199. *Darby K., Heinrich D. O.* — Staub Reinhalt Luft, 26, 464—8 (1966).
200. *Das P. K.* — Indian J. Met. Geophys., 1, 137 (1950).
201. Davidson & Co. Ltd., Belfast, Publication Ref. No. 387/61.
202. Davidson & Co. Ltd., Belfast, Brit. Pat. Appl. 25, 440/65.
203. *Davies C. N.* — Proc. Phys. Soc., 57, 259 (1945).
204. *Davies C. N.*, Symposium on particle size analysis, Trans. Instn Chem. Engrs and Soc. Chem. Ind., 25, Feb. (1947).
205. *Davies C. N.* — Staub Reinhalt. Luft, 28, 219 (1968).
206. *Davies C. N.* — Proc. Phys. Soc., 63B, 288 (1950).
207. *Davies C. N.* — Proc. Instn Mech. Engrs, 1B, 185 (1952).
208. *Davies C. N.* — Dust is Dangerous, p. 21, Faber, London (1954).
209. *Davies C. N.* — Proc. Roy. Soc. (London), A289 (1417), 235—46 (1966).
210. *Davies C. N.* — Proc. Roy. Soc. (London), A290 (1418), 557—62 (1966).
211. *Davies C. N., Peetz C. V.* — Proc. Roy. Soc. (London), A234, 269 (1956).
212. *Davis R. F., Holtz J. C.*, Exhaust gases from diesel engines, in Mallette, F. S., Ed., Problems and control of air pollution, Proc. of First Int. Congress of Air Pollution, New York, 1955, chap. 9, Reinhold, New York (1955).
213. *Dawes J. G., Slack A.*, Safety in mines research establishment, U. K. Min. of Power, Report № 105 (1954).
214. *Decker L. D.*, Incineration techniques for controlling emissions of nitrogen oxides, Air Pollution Cont. Ass. Ann. Conf., Cleveland, Paper 67—148 (1967).
215. *Decker W. A., Snoek E., Kramers H.* — Chem. Engng Sci. 11, 61 (1959).
216. *Dennis R., Samples W. R., Anderson D. M., Silverman L.* — Ind. Engng Chem., 49, 294 (1957).
217. *Dennis R. et al.*, Air Cleaning Studies Progress Report, Oct. 1956, p. 13, NYO-4611. Air Cleaning Laboratory, School of Public Health, Harvard Univ., Boston, Mass.

218. Дерягин Б. В., Баканов С. П. — Коллоидн. ж., 21, 377 (1959). ДАН СССР (физ. хим.), 141, 384 (1961).
219. Дерягин Б. В., Рабинович Ю. И. — ДАН СССР (физ. хим.), 157, 154 (1964).
220. Дерягин Б. В., Яламов Ю. И. — ДАН СССР (физ. хим.), 155, 886 (1964).
221. Deutsch G. P., Clyde D. H. — J. Eng. Mech. Divn., Proc. Am. Soc. Civ. Engrs, 93, № EM6, Proc. Paper 5660, 103—25, Dec. (1967).
222. Deutsch W. — Ann. Phys., 68, 335 (1922).
223. Donoghue J. K. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 33, 72 (1955).
224. Donovan J. R., Stuber P. J. — J. Metals, 19, 45, Nov. (1967).
225. Donovan J. R., Stuber P. J., Technology and economics of interpass absorption sulphuric acid plants, A.I.Ch.E. Annual Meeting, Los Angeles, 1st—5th Dec. (1968).
226. Dötsch E., Friedrichs H. A. — Staub Reinhalt. Luft, 30, 156—9 (1970).
227. Dowis E., The Refrigeration and Air Conditioning Business, July 1959 (reprint).
228. Doyle H., Brooks A. F. — Ind. Engng Chem., 49 (12), 57A (1957).
229. Dratwa H., Jüngten H. — Staub Reinhalt. Luft, 27, 301 (1967).
230. Ebbenhorst-Tengbergen H. J. van, Problems and Control of Air Pollution. Ed. Mallette, p. 255, Reinhold (1955).
231. Ebbenhorst-Tengbergen H. J. van — Staub, 25, 486—90 (1965).
232. Einstein A. — Ann. Phys., 19, 289 (1906); ibid. 34, 591 (1911).
233. Einstein A., Investigation on the theory of Brownian movement, Dover (1956); p. 75, from Z. Electrochemie, 14, 235 (1908).
234. Einstein A. — Z. Physik, 27, 1 (1924).
235. Eishold H. G. — Staub Reinhalt. Luft, 26, 12—14 (1966).
236. Elkins H. B., The Chemistry of Industrial Toxicology, 2nd ed., John Wiley & Sons, New York (1959).
237. Emmett P. H. — Advances in Catalysis, 1, 65 (1948).
238. Endres H. A., Van Orman W. T. — Heat. Pip. Air Condit., 157, Jan. (1952).
239. Endres H. A., Van Orman W. T. — Soc. Plastics Engrs J., 9, 26 (1953). Quoted by A. Winkel, Staub, 41, 469 (1955).
240. Engelbrecht H. L. — J. Air Pollut. Control Ass., 15 (2), 43 (1965).
241. Engelhard Industries, Baker Platinum Division Data Sheet.
242. Engels L. H. — Staub, 23, 98 (1963).
243. Epstein P. S. — Phys. Rev., 23, 710 (1924).
244. Epstein P. S. — Z. Physik, 54, 537 (1929).
245. Essenhigh R. H., Safety in Mines Research Establishment, Ministry of Fuel and Power, Report No. 120 (1955).
246. Ettre L. S. — J. Air Pollut. Control S Ass., 11, 34 (1961).
247. Fahnöe F., Lindroos A. E., Abelson R. J. — Ind. Engng Chem., 43, 1336 (1951).
248. Fairs G. L. — Chem. and Ind., 62, 374 (1943).
249. Fairs G. L. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 22, 110 (1944).
250. Fairs G. L. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 36, 475 (1958).
251. Faltermayer E. K. — Fortune, 158, Nov. (1965).
252. Farley R., Valrntin F. H. H. — Trans. Instn Chem. Engrs, 43, 193—8 (1965).
253. Faxen H. — Ann. Phys., 68, 89 (1922). This is the corrected version of this equation as given by Faxen (1964) and quoted by Happel and Brenner (ref. 337, p. 327, eqn. 7—4.27).

254. Faxen H., quoted by Hawksley, P. G. W., B.C.U.R.A. Bull. 15, 105 (1951).
255. Feifel E. — Ver. Deut. Ing. Forschungshefte, 9, 68 (1938); ibid. 10, 212 (1939).
256. Feild R. B., Collection of aerosols particles by atomised sprays, Univ. Ill. Expt. Stat. Report No. 5 (1951).
257. Field J. H., Bienstock D., Myers J. G. (a) Process Development in removing sulphur dioxide from hot flue gases, Pt. I—Bench scale experiments, U. S. Bur. Mines, Report of Investigation 5735 (1961), (b) Pt. II (with Kurtzrock, R. C.) U. S. Bur. Mines, Report of Investigation 6037 (1963), (c) Pt. III, U. S. Bur. Mines, Report of Investigation 7021 (1967).
258. First M. W. — Am. Soc. Mech. Engrs, Preprint 49-A-27, Paper read at Am. Soc. Mech. Engrs Conference, Nov. (1949).
259. First M. W., Johnson G. A., Dennis R., Friedlander S., Silverman L., Performance characteristics of wet collectors, Harvard Air Cleaning Laboratory Report NYO 1587, 22nd Apr. (1953).
260. First M. W., Moschella R., Silverman L., Berly E. — Ind. Engng Chem., 43, 1363 (1951).
261. Fleming E. P., Fitt T. C. — Ind. Engng Chem., 42, 2252 (1950).
262. Fohl T., Optimization of flow for forcing stack wastes to high altitudes, Air Pollut. Control Ass., 60th Ann. Meeting, Cleveland, paper 67—66, 11th—16th June (1967).
263. Fonda A., Herne H., in preparation (quoted by H. Herne) [362].
264. Fontein F. J., Cyclones in Industry, Ed. Rietema K. and Verver C. G., p. 118, Elsevier, Amsterdam (1961).
265. Forrest J. S., Lowe H. J., Mechanical Engineers' contribution to clean air, Instn Mech. Engrs, p. 42 (1957).
266. Forster R. H. B. — Proc. Instn Mech. Engrs., 160, 246 (1949).
267. Foster W. W. — Brit. J. Appl. Phys., 10, 206 (1959).
268. Fowler J. L., Hertel K. L. — J. Appl. Phys., 11, 496 (1940).
269. Francis A. W. — Physics, 4, 403 (1933).
270. Francis W., Lepper G. H. — Engineering, 172, 36 (1951).
271. Fraser J. M., Daniels F. — J. Phys. Chem., 20, 22 (1952).
272. Fraser R. P., Eisenklam P. — Trans. Instn Chem. Engrs., 34, 294 (1956).
273. Frederick E. R. — Chem. Engng., 68, 107, June (1961).
274. Friedlander S. K., Univ. Illinois Engng Expt. Station, Tech. Report № 13 (1954).
275. Friedlander S. K. — A.J.Ch.E. J., 3, 43 (1957); Ind. Engng Chem., 50, 1161 (1958).
276. Friedlander S. K., Principles of gas—solid separation in dry systems, Chem. Engng Prog. Symp. Ser., 55, 139—49 (1959).
277. Friedlander S. K. — J. Meteorol., 18, 753 (1961).
278. Friedlander S. K. — J. Colloid Interf. Sci., 23, 157 (1967).
279. Friedlander S. K., Pasceri R. E. — Can. J. Chem. Engng., 38, 212 (1960).
280. Friedman S. J., Gluckert F. A., Marshall W. R. — Chem. Engng Prog., 48, 181 (1952).
281. Friedrich W. — Staub, 19, 281 (1959).
282. Friedrichs K. H. — Staub Reinhalt. Luft, 26, 240 (1966).
283. Friedrichs K. H. — Staub Reinhalt. Luft, 28, 193 (1968).
284. Frössling N. — Gerlands Beiträge Geophysik, 52, 170 (1938).

285. *Fuchs N. A.*, *Mechanics of Aerosols*, Revised Ed., trans. Ed. Davies, C. N., Pergamon Press (1964).
286. *Fuchs N. A.*, *Stechkina I. B.* — *Ann. Occup. Health*, **6**, 27 (1963).
287. *Furmidge C. G. L.* — *Brit. J. Appl. Phys.*, **12**, 268 (1961).
288. *Gans R.* — *Ann. Phys.*, **86**, 628 (1928).
289. *Ганз С. Н.* — *Журн. прикл. хим.*, **28**, 145 (1955).
290. *Gardner G. C.* — *Chem. Engng Sci.*, **18**, 35 (1962).
291. *Garner J. F.*, *Offord R. S.*, *The Law on the Pollution of the Air*, Shaw & Sons, London (1957).
292. *Garnett A.*, *Air Pollution*, Ed. Thring, M. W., p. 73, Butterworths, London (1957).
293. *Gasierowski K.* — *Mitt. Ver. Grosskesselbesitzer*, **83**, 83 (1963).
294. *Gerhart J.*, *Bol J.*, *Heinze W.*, *Letschert W.* — *Staub Reinhalt. Luft*, **30**, 238 (1970).
295. Gelman Instrument Company, P. O. Box 1448, Ann-Arbor, Mich 48106, U. S. A.
296. *Giammarko G.*, *Italian Pat.* Nos 537, 564 (1955), 560, 161 (1956) and 565, 320 (1957).
297. *Gillespie T.* — *J. Colloid Sci.*, **10**, 299 (1955).
298. *Gillespie T.*, *Langstroth G. O.* — *Can. J. Res.*, **B25**, 455 (1947).
299. *Gillespie T.*, *Langstroth G. O.* — *Can. J. Chem.*, **30**, 1003 (1952).
300. *Gillespie T.*, *Rideal E.* — *J. Colloid Sci.*, **10**, 281 (1955).
301. *Gilliland E. R.* — *Ind. Engng Chem.*, **26**, 681 (1934).
302. *Gilliland E. R.*, *Sherwood T. K.* — *Ind. Engng Chem.*, **26**, 516 (1934).
303. *Glastonbury J. R.*, *Sydney Clean Air Conf.*, *Tech. Paper No. 18* (1962).
304. *Glauert M.*, *Aeronautical Research Committee Report No. 2025* (London), H.M.S.O.
305. *Gledhill P. K.*, *Carnall P. J.*, *Sargent K. H.* — *J. Iron Steel Inst.*, **186**, 198 (1957).
306. *Goksoyr H.*, *Ross K.* — *J. Inst. Fuel*, **35**, 177 (1962); See also *B. W. K.*, **14**, 60 (1962).
307. *Goldmann L.* — *Staub*, **24**, 449 (1964).
308. *Goldsmith P.*, *DeLafield H. S.*, *Cox L. C.* — *Quart. J. Roy. Meteorol. Soc.*, **89**, 43 (1963).
309. *Goldstein S.*, *Modern Developments in Fluid Dynamics*, Vol. II, p. 340, Clarendon Press, Oxford (1938).
310. *Gollmar H. A.*, *Chemistry of Coal Utilization*, Ed. Lawry, H. H., Vol. 2, p. 947, Wiley, New York (1945).
311. *Gosline C. A.*, *Falk L. L.*, *Helmers E. N.* — *Air Pollution Handbook*, Ed. Magill et al., chap. 5, p. 20, McGraw-Hill (1956).
312. *Granville R. A.*, *Jeffrey W. G.* — *Engineering*, **187**, 285 (1959).
313. *Graue G.*, *Gradtke W.*, *Nagel H.* — *Staub*, **25**, 525 (1965).
314. *Green H. L.*, *Lane W. R.*, *Particulate Clouds, Dusts, Smokes and Mists*, p. 134, Spon, London (1957).
315. *Green H. L.*, *Lane W. R.*, *Particulate Clouds, Dusts, Smokes and Mists*, p. 149, Spon, London (1957).
316. *Green H. L.*, *Lane W. R.*, *Particulate Clouds, Dusts, Smokes and Mists*, p. 202, Spon, London (1957).
317. *Green H. L.*, *Lane W. R.*, *Particulate Clouds, Dusts, Smokes and Mists*, p. 212, Spon, London (1957).
318. *Green H. L.*, *Wootten N. W.* (unpublished work quoted by Green, H. L. and Lane, W. R., *Particulate Clouds, Dusts, Smokes and Mists*, p. 66, Spon London, 1957.)
319. *Green T. E.*, *Hinshelwood* — *J. Chem. Soc.*, **1926**, 1709.
320. *Greenburg L.*, *Smith C. W.*, *U. S. Bur. Mines Report of Investigation 2392* (1922).
321. *Gregg S. J.*, *Symposium on particle size analysis*, *Instn Chem. Engrs, and Soc. Chem. Ind. (London)*, p. 27, Feb. (1947).
322. *Gucker F. T.* — *Chem. Revs.*, **44**, 245 (1949).
323. *Gucker F. T.*, *O'Konski C. T.*, *Pickard H. B.*, *Pitts J. M.* — *J. Am. Chem. Soc.*, **69**, 2422 (1947).
324. *Gucker F. T.*, *O'Konski C. T.* — *Chem. Revs.*, **44**, 389 (1949); *J. Colloid Sci.*, **4**, 441 (1949).
325. *Gunn R.* — *J. Meteorol.*, **11**, 339 (1954).
326. *Güntheroth H.* — *Staub*, **21**, 430 (1961).
327. *Gustavsson K. A.* — *Tekn. Tidsky.*, **78**, 667 (1948).
328. *Guthmann K.* — *Stahl und Eisen*, **75**, 1571 (1955); *Staub*, **21**, 398 (1961).
329. *Hamann S. D.*, *Physico Chemical Effects of Pressure*, p. 78, Butterworths, London (1957).
330. *Hansen K.*, *Fifth World Power Conference, Vienna*, **16**, 5829 (1956).
331. *Hansen N. L.* (1930), quoted by Rossano and Silverman (1954) (op. cit.) and by Davies (1952) (op. cit.).
332. *Hanson D. N.*, *Wilke C. R.*, *Faith L. E.*, *Bustany S. N.* — *Ind. Engng Chem. Fundamentals*, **6**, 519—26, (1967).
333. *Hanson D. N.*, *Wilke C. R.*, *Electrostatic precipitator analysis*, *Draft Paper*, private communication from Hanson, D. N. (1968).
334. *Häntzsch S.*, *Prescher K. E.* — *Staub Reinhalt. Luft*, **26**, 332 (1966).
335. *Happel J.*, *Brenner H.*, *Low Reynolds Number Hydrodynamics*, pp. 327, 355, Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, N. J. (1965).
336. *Happel J.* — *A.I.Ch.E. J.*, **5**, 174 (1959).
337. *Happel J.*, *Brenner H.*, *Low Reynolds Number Hydrodynamics*, p. 395, Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, N. J. (1965).
338. *Hardwick B. A.*, *Thistlethwayte D. K. B.*, *Fowler R. T.* — *Atmospheric Environment*, **4**, 379 (1970).
339. *Harr R.*, *Wagner K.*, *Willmer T. K.* — *Berg.-u. hüttenm. Mh.*, **104**, № 2, 50 (1959).
340. *Harris W. B.*, *Mason M. G.* — *Ind. Engng Chem.*, **47**, 2423 (1955).
341. *Hartmann J.*, *Lazarus F.* — *Phil. Mag.*, **29**, 140 (1940).
342. *Hasenclever D.* — *Staub Reinhalt. Luft*, **26** (7), 288 (1966).
343. *Hasenclever D.* — *Staub*, **19**, 42 (1959).
344. *Hausberg G.* — *Staub*, **21**, 418 (1961).
345. *Hausberg G.*, quoting German Pat. No. 521, 697, 15th Nov. (1925); *Staub*, **21**, 418 (1961).
346. *Haut H. van* — *Staub*, **21**, 52 (1961).
- 346a. *Haut H. van*, *Guderian R.* — *Staub Reinhalt. Luft*, **30**, 17—26 (1970).
- 346b. *Haut H. van*, *Stratmann H.*, *Schriftenreihe d. Landesanst. für Immissions und Bodennutzungsschutz Nordrhein-Westf.*, **7** (1967), quoted by *Staub Reinhalt. Luft*, **27**, 508—9 (1967).

347. *Hawksley P. G. W.*, in Some aspects of fluid flow, Inst. Physics Conf., p. 114 (1950) (Edward Arnold, London).
348. *Hawksley P. G. W.* — B.C.U.R.A. Bull., 15, 105 (1951).
349. *Hawksley P. G. W.*, Physics of particle size analysis, Brit. J. Appl. Phys., Suppl. 3, S. 1 (1954).
350. *Hawksley P. G. W.*, *Badzioch S.*, *Blackett J. H.* — J. Inst. Fuel, 31, 147 (1958).
351. *Hawksley P. G. W.*, *Badzioch S.*, *Blackett J. H.*, Measurement of Solids in Flue Gases, British Coal Utilization Research Association Leatherhead (1961).
352. *Hedley A.*, A kinetic study of SO₃ formation in a pilot scale furnace, in Mechanisms of Corrosion by Fuel Impurities. Ed. Johnson, H. R. and Littler, D. J., pp. 204—15, Butterworths (1964).
353. *Heimann H.*, Air Pollution, pp. 159, World Health Organization, Geneva (1961).
354. *Heinrich D. O.* — J. Iron Steel Inst., 33, 452 (1960).
355. *Heinrich D. O.* — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 39, 145 (1961).
356. *Heinrich D. O.* — Staub, 22, 360 (1962).
357. *Heinrich D. O.* — Staub, 23, 83 (1963).
358. *Heinrich R. F.*, *Anderson J. R.*, Chemical Engineering Practice, 3, 464, Ed. Cramer, H. W., Butterworths, London (1957).
359. *Heiss J. F.* — Coull J. Chem. Engng Prog., 48, 133 (1952).
360. *Heitmann H. G.*, *Sieth J.* — Mitt. Ver. Grosskesselbesitzer, 83, 82 (1963); German Pat. № 1, 217, 535, 26th May (1962).
361. *Helwig H. C.*, *Gordon C. L.* — Anal. Chem., 30, 1810 (1958).
362. *Herne H.* — Int. J. Air Pollut., 3, 26 (1960).
- 362a. *Hersey H. J.* — Ind. Chem., 31, 138 (1955).
363. *Herrick R. A.*, *Olsen J. W.*, *Ray F. A.* — J. Air Pollut. Control Soc., 16 (1), 7—11 (1966).
364. *Hess K.*, *Stickel R.* — Chemie-Ingr-Tech., 39, 334—40 (1967).
365. *Hidy G. M.*, *Brock J. R.* — J. Colloid Sci., 20, 477 (1965).
366. *Higbie R.* — Trans. Am. Instn Chem. Engrs, 31, 365 (1935).
367. *Hignett E. T.*, Particle charging in electrostatic precipitation, Inst. Elec. Eng. (London) Colloq. on Electrostatic Precipitators, 19th Feb. (1965).
368. *Hignett E. T.* — Proc. Instn Elect. Engrs, 114, 1325 (1967).
369. *Higushi W. I.*, *O'Konski C. T.* — J. Colloid Sci., 15, 14 (1960).
- 369a. *Hindawi I. J.*, Injury by sulphur dioxide, hydrogen fluoride and chlorine as they were observed and reflected on vegetation in the field, A.P.C.A. Paper 67—159, 60th Ann. Meeting, Air Pollut. Control Ass., Cleveland, 11th—16th June (1967).
370. *Hirschfelder J. O.*, *Curtis C. F.*, *Bird R. B.*, Molecular Theory of Gases and Liquids, p. 539, Wiley, New York (1954).
371. *Hocking L. M.* — Quart. J. Roy. Met. Soc., 85, 44 (1959).
372. *Hocking L. M.* — Int. J. Air Pollut., 3, 154 (1960).
373. *Hodgeson J.*, *Stevens R. K.*, *Krost K. J.*, Chemiluminescent ozone sensor, ACS Meeting, Atlantic City (1968).
374. *Hohenberger A.* — Stahl Eisen, 81, 1001 (1961).
375. *Houdry E.*, German Pat. № 1, 003, 192, 2nd July (1954).
376. *Houghton H. G.* in Perry (Ed.), Chemical Engineer's Handbook, 3rd ed., p. 840, McGraw-Hill, New York (1950).

377. *Howden, James & Co. Ltd.*, 195 Scotland St., Glasgow, C. 5.
378. *Hubbard E. H.* — J. Inst. Fuel, 30, 564 (1957).
379. *Humphrey A. E.*, *Gaden E. L.* — Ind. Engng Chem., 47, 924 (1955).
380. *Iberall A. S.* — J. Nat. Bur. St., 45, 398 (1950).
381. *Ihlefeldt H.* — Staub, 21, 448 (1961).
382. *Imperato N. F.* — Chem. Engng 75 (22), 152, 14th Oct. (1968).
383. *Ingles O. G.* — Aust. J. Appl. Sci., 9, 120 (1958).
384. *Inoue I.*, Modern sonic gas purification Kagaku Koge, 6, 225 (1955).
385. *Inoue I.*, *Oyama Y.*, *Sawahata Y.* — J. Sci. Res. Inst. (Tokyo), 49 (1376), 39 (1955).
386. *Inoue I.*, *Oyama Y.*, *Sawahata Y.*, *Okada M.* — J. Sci. Res. Inst. (Tokyo), 48 (1369), 260 (1954).
387. International Critical Tables, Ed. Washburn, E. W., McGraw-Hill, New York (1926).
388. *Inyushkin N. V.*, *Averbukh, Ya. D.*, Soviet J. Non-ferrous Metals (Engl. trans.), 35, 35 (1962).
389. *Инюшкин Н. В.*, *Авербух Я. Д.* — Химия и хим. технол., 6, 1031 (1963).
390. *Jackson R.* — B.C.U.R.A. Bull., 23, 349 (1959).
391. *Jackson R.* — B.C.N.R.A. Bull., 24, 221 (1962).
392. *Jackson R.*, *Thurlow G. G.*, *Goodridge A. M.* — J. Sci. Inst., 35, 81 (1958).
393. *Jackson R.*, *Thurlow G. G.*, *Holland R. E.* — J. Inst. Fuel, 33, 180 (1960).
394. *Jacobs M. B.*, The Chemical Analysis of Air Pollutants, Interscience, New York (1960).
395. *Jacobson J. S.*, *Hill A. C.*, Recognition of Air Pollution Injury to Vegetation: A Pictorial Atlas, Informative Report No. 1, T. R. 7, Agricultural Committee, Air Pollut. Control Assoc., Pittsburgh (1970).
396. *Jahn R.* — Radex Rundschau, 7, 625—31 (1955).
397. *Jarman R. T.* — J. Agric. Engng Res., 4, 139 (1959).
398. *Jeans J. H.*, The Dynamical Theory of Gases, p. 316, Dover, New York (1954).
399. *Jennings R. F.* — J. Iron Steel Inst., 164, 305 (1950).
400. *Johnson G. A.*, *Friedlander S. K.*, *Dennis R.*, *First M. W.*, *Silverman L.* — Chem. Engng Prog., 51, 176 (1955).
401. *Johnson J. C.*, *Goodwin G. C.*, Conference on the Mechanical Engineers Contribution to Clean Air, Instn Mech. Engrs (London), 20th Feb. (1957) (Preprint).
402. *Johnstone H. F.*, Univ. Ill. Engng Exptl Station Circular No. 20 (1929).
403. *Johnstone H. F.*, *Eckman F. O.* — Ind. Engng Chem., 43, 1358 (1951).
404. *Johnstone H. F.*, *Feld R. B.*, *Tassler M. C.* — Ind. Engng Chem., 46, 1601 (1954).
405. *Johnstone H. F.*, *Roberts M. H.* — Ind. Engng Chem., 41, 2417 (1949).
406. *Johnstone H. F.*, *Silox H. E.* — Ind. Engng Chem., 39, 808 (1947).
407. *Johnstone H. F.*, *Singh A. D.*, Univ. Ill. Engng Exptl Station Bull. № 324, 31st Dec. (1940).
408. *Johswich F.* — Brennst.-Wärme-Kraft, 14, 105 (1962).
409. *Jones N. E.*, Ph. D. Thesis, Sheffield Univ. (1960).
410. *Jones W. P.* — Ind. Engng Chem., 41, 2424 (1949).
411. *Jones W. P.*, *Anthony A. W.*, United States Technical Conference on Air Pollution, Ed. McCable, L. C., p. 318, McGraw-Hill, New York (1952).
412. *Joos E.* — Staub, 35, 18 (1954).

413. Joy Manufacturing V Co., Henry W. Oliver Bld., Pittsburgh, 22, Pa., U. S. A.
414. Jukes, Fredrk. Ltd., Garth Road, Surrey, England.
415. Jüngten H. — Erdöl Kohle, 16, 119 (1963).
416. Jüngten H., Karweil J. — Erdöl Kohle, 15, 898, 985 (1962).
417. Jüngten H., Knoblauch K., Kruel M. — Chemie-Ingr-Tech. 42, 77 (1970).
418. Jüngten H., Peters W. — Staub Reinhalt. Luft, 28, 89 (1968).
419. Kafka F. L., Ferrari L. M., The performance of a core oven afterburner, Clean Air Conf., vol. 2, № 2, Sydney (1965).
420. Kalaschnikow S. — Z. Tech. Phys., 9, 267 (1934).
421. Kamak H. W. — Anal. Chem., 23, 844 (1950).
422. Kane L. J., Chidester G. E., Shale C. C., U. S. Bur. Mines, Report of Investigation № 5672 (1960).
423. Kangro C. — Staub, 21, 275 (1961).
424. Kasui D Fuji, Japan Pat. № 6151 (1954), reported by Atsukawa et al., op cit.
425. Katell S. — Chem. Engng Prog., 62 (10), 67 (1966).
426. Katz M., Analysis of inorganic gaseous pollutants, in Stern, A. C. (Ed.), Air Pollution, 2nd ed., 2, Academic Press (1968), also Measurement of air pollutants, a guide to the selection of methods, World Health Organisation, Geneva (1969).
427. Katz M., Cole R. J. — Ind. Engng Chem., 42, 2258 (1950).
428. Kay K. — Anal. Chem., 29, 589 (1957); ibid. 31, 633 (1959).
429. Keairns D. L., Archer D. H., Fluidized bed boilers — concepts and comparisons, Second Int. Conf. on Fluidized Bed Combustions Hueston Woods, Ohio, 4th — 7th Oct. (1970).
430. Keilholtz G. W., Battle G. C., Treatment of radioactive airborne wastes from reactors, in Strauss, W. (Ed.), Air Pollution Control, 2, Wiley — Interscience, New York (1971).
431. Kelsall D. F. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 30, 87 (1952).
432. Kelsall D. F., McAdam J. C. H. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 41, 84 (1963).
433. Kelly F. H. C., Proc. Australas Inst. Min. Metall., New Series Nos. 152—3, 17 (1949).
434. Kempner S. K., Seiler E. N., Bowman D. H. — J. Air Pollut. Control Ass., 20, 139 (1970).
435. Kennaway T., Iron and Steel Institute Special Report, N 61, p. 139, Air and water pollution in the iron and steel industry (1958); J. Air Pollut. Control Ass., 7, 266 (1958).
436. Keram Chemie, reported by Atsukawa et al. (op. cit.).
437. Kielback A. W. — Chem. Engng Prog. Symp. Ser., № 35, 57 (1961), Pollution and environmental health, p. 51.
438. King L. V. — Proc. Roy. Soc. (London), A147, 233 (1934).
439. King R. A. — Ind. Engng Chem., 42, 2241 (1950).
440. Kirkwood J. B., Paper № 14, Clean Air Conf., Sydney (1962), Univ. N. S. W. Press.
441. Kirsh A. A., Fuchs N. A. — Ann. Occup. Hyg., 10, 23 (1967).
442. Kirsh A. A., Fuchs N. A. — J. Phys. Soc. (Japan), 22, 1251 (1967).
443. Kiyoura R. — J. Air Pollut. Control Ass., 16, 488 (1966); Staub Reinhalt. Luft, 26, 524 (1966).

444. Kiyoura R., Studies on the removal of SO₂ from hot flue gases, II, 60th Ann. Meeting Air Pollut. Control Ass. (1967).
445. Klein H. — Staub, 23 (11), 501—8 (1963).
446. Klein H. — Energie und Technik, 18 (6), 228—35 (1966).
447. Kleinschmidt R. V., Anthony A. W., United States Technical Conference on Air Pollution, Ed. McCabe, L. C., p. 310, McGraw-Hill, New York, (1952).
448. Klimicek R., Skrivaneck J., Bettelheim J. — Staub Reinhalt. Luft, 26, 235 (1966).
- 448a. Klyachko L., Otopl. i Ventil. (4) (1934). Quoted by Fuchs, N. A., Mechanics of Aerosols, Ed. Davies, C. N., p. 33, revised edition, Pergamon Press Oxford (1964).
449. Kneen T., Strauss W. — Atmospheric Environment, 3, 55—67 (1969).
450. Knit-Mesh Ltd., 36 Victoria St., London, S. W. 1.
- 450a. Knudsen M., Weber S. — Ann. Phys., 36, 982 (1911).
451. Koglin W. — Staub, 22, 189 (1962).
452. Koglin W. — Staub Reinhalt. Luft, 28, 398—402 (1968).
453. Koglin W. — Staub Reinhalt. Luft, 30, 151—2 (1970).
454. Koglin W., Vetter H. — Staub, 23, 300—4 (1963).
455. Kohl A. L., Riesenfeld F. C., Gas Purification, McGraw-Hill, New York (1960).
456. Kolk H. van der — Ver. Deut. Ing. Tagungsheft, 3, 23 (1954).
457. Kolk H. van der — Ver. Deut. Ing. Berichte, 7, 25 (1955).
458. Kolk H. van der, Cyclones in Industry, chap. 6, p. 77, Ed. Rietema, K. and Ver-ver, C. G., Elsevier (1961).
459. Koller L. R., Fremont H. A. — J. Appl. Phys., 21, 741 (1950).
460. König W. — Ann. Phys. (Lpzg), 42, 353 (1891).
461. Kordecki M. C., Orr C. — Arch. Env. Health, 1, 1 (1960).
462. Kottler W., Krupp H., Rabenhorst H. — Z. Angew. Phys., 24, 219 (1968).
463. Kraemer H. F., Johnstone H. F. — Ind. Engng Chem., 47, 2426 (1955).
464. Krijgsman M., De Quantitatieve Bepaling van Stoff in Hoogovengas, p. 6, K.N.H.S. Central Laboratorium Report, 28th Mar. (1955).
465. Krijgsman M. — Stahl Eisen, 80, 621 (1960).
466. Kristal E., Dennis R., Silverman L. — T. I. D., 7313, p. 203 (1956); U. S. Atomic Energy Comission, Technical Information Service Extension, Oak Ridge, Tenn.
467. Krupp H., Sperling G. — Z. Angew. Phys., 19, 259 (1965).
468. Krupp H. — Advanc. Colloid Interface Sci., 1, 111 (1967).
469. Kudlich R. (revised by Burdick, L. R.), Ringelmann smoke chart, U. S. Bur. Mines, Information Circular 7718 (1955).
470. Kuwabara S. — J. Phys. Soc. (Japan), 14, 527 (1959).
471. Lachman L. C. — Inst. and Control Systems, 32, 1030 (1959).
472. Ladenburg R. — Ann. Phys., 4, 863 (1930).
473. Ladenburg R. — Der Chemie, Ingenieur, 1 (iv), 31 (1934).
474. Lagarias J. S. — J. Air Pollut. Control Ass., 10 (iv), 271 (1960).
475. Lamb H., Hydrodynamics, p. 601, Dover, New York (1945).
476. Lamb H., Hydrodynamics, p. 612, Dover, New York (1945).
477. Lancaster B. W., Strauss W. — J. Sci. Inst., 43, 395 (1966).
478. Lancaster B. W., Strauss W. — Ind. Engng Chem. Fundamentals, 10, 362—9 (1971).
479. Land T., Barber R. — Trans. Soc. Inst. Tech., 6, 112 (1954).
480. Land T., Barber R. — J. Iron Steel Inst., 184, 269 (1956).

481. Land Pyrometers Ltd., Sheffield, Technical Information, Land Suction Pirimeter, Type 4.
482. Land Pyrometers Ltd., Sheffield, The Land Venturi Pneumatic Pyrometer — a First Report, Technical Note № 72, 15th May (1962).
483. Landahl H. D., Herrmann R. G. — J. Colloid Sci., 4, 103 (1949).
484. Landau R., Rosen R. — Ind. Engng Chem., 39, 281 (1947).
485. Landau R., Rosen R. — Ind. Engng Chem., 40, 1389 (1948).
486. Landolt-Börnstein, Physikalisch-Chemische Tabellen, J. Springer Verlag, Berlin, 1—6th ed. (1923—62).
487. Landt E. — Gesundheits Ing., 77, 139 (1956).
488. Landt E. — Staub, 48, 9 (1957).
489. Langmuir I., O.S.R.D. Report № 865 (1942).
490. Langmuir I., Blodgett K. B., General Electric Research Laboratory, Schenectady N. Y. Report R. L. 225 (1944—5).
491. Langmuir I., Blodgett K. B. — Am. Air Force Tech. Report, 5418 (1946).
492. Lanteri Annemaree, Australian clean air legislation, its history and guidelines for future development, Clean Air Conf., Sydney (1969).
493. Lapple C. E., in Perry, J. H. (Ed.) Chemical Engineers' Handbook, p. 1021, 3rd ed., McGraw-Hill, New York (1950).
494. Lapple C. E., Kamack H. J. — Chem. Engng Prog., 51, 110 (1955).
495. Larsen R. J. — Am. Ind. Hyg. Ass. J., 19, 265 (1958).
496. Lau H. — Staub Reinhalt. Luft, 29, 311—14 (1969).
497. Lauer O. — Staub, 20, 69 (1960).
498. Laxton J. W., Jackson P. J. — J. Inst. Fuel, 37, 12 (1964).
499. Lea F. M., Nurse R. W., Symposium on particle size analysis, Inst. Chem. Engng and Soc. Chem. Ind., p. 47, Feb. (1947).
500. Lederc E., Air Pollution, p. 279, World Health Organisation, Geneva (1961).
501. Leinweber L. — Aufbereitung Techn., 7, 249—56 (1966).
502. Leinweber L. — Staub Reinhalt. Luft, 27, 123—9 (1967).
503. Leithe W., The Analysis of Air Pollutants, trans. Kondor, R., Ann-Arbor Humphrey Science Publishers, Ann Arbor (1970).
504. Leonard J. B., Cost Engineering in the Process Industries, Ed. Chilton, C. H., p.324, McGraw-Hill, New York (1960).
505. Leone I. A., Brennan E., Daines R. H. — J. Air Pollut. Control Ass., 16 (4), 191—6 (1966).
506. Levine D. C., Friedlander S. K. — Chem. Engng Sci., 11, 49 (1960).
507. Lewis H. C., Edwards D. G., Goglia M. J., Rice R. I., Smith L. W. — Ind. Engng Chem., 40, 67 (1948).
508. Lewis W. K., Gilliland E. R., Bauer W. C. — Ind. Engng Chem., 41, 1104 (1949).
509. Lewis W. K., Whitman W. G. — Ind. Engng Chem., 16, 1215 (1924).
510. Liebster H. — Ann. Phys., 82, 541 (1927).
511. Liesegang D. — Staub. Reinhalt. Luft, 28, 403—5 (1968).
512. Lifshitz E. M. — Soviet Physics J.E.P.T., 2, 73 (1956).
513. Lin C. S., Moulton R. W., Putman G. E. — Ind. Engng Chem., 45, 636 (1953).
514. ter Linden A. J. — Engineering, 167, 167 (1949).
515. ter Linden A. J. — Proc. Instn Mech. Engrs, 160, 233 (1949).
516. ter Linden A. J. — Tonindustrie-Zeitung, 22 (iii), 49 (1953).

517. ter Linden A. J., in Problems and Control of Air Pollution, Ed. Mallette, F. S., p. 236, Reinhold (1955).
518. ter Linden A. J., van Dongen J. R. — J. Trans. Am. Soc. Mech. Engrs, 80, 245 (1958).
519. Linton F. L., Brink J. A. — Chem. Engng Prog., 63 (2), 83—86 (1967).
520. Little A. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 34, 259 (1956).
521. Little Arthur D., Report for U. S. Public Health Service, Robert A. Taft Sanitary Engineering Centre Technical Report, № A61-34.
522. Liu B. H. Y., Whitby K. T., Yu H. H. S. — J. Colloid Sci. 23, 367 (1967); J. Appl. Phys., 38, 1592 (1967).
523. Liu B. H. Y., Yeh H. C. — J. Appl. Phys., 39, 1396 (1968).
524. Lobo W. E., Friend L., Hashmall F., Zenz F. A. — Trans. Am. Instn Chem. Engrs, 41, 693 (1945).
525. Lodge O. — Nature (London), 28, 297 (1883).
526. Löffler F., Untersuchung der Hartkräfte Zwischen Feststoffteilchen und Filterfaseroberflächen, Dr. Ing Thesis, Technische Hochschule Karlsruhe (1965).
527. Löffler F. — Staub Reinhalt. Luft, 26, 274 (1966).
528. Löffler F. — Staub Reinhalt. Luft, 28, 456 (1968).
529. Löffler F., Collection of particles by fibre filters, in Air Pollution Control, Ed. Strauss, W., chap. 6, vol. 1, Wiley-Interscience, New York (1971).
530. Lorenz H. — Abh. th. Physik, 1, 23 (1906);
531. Lowe H. J., Lucas D. H. — Brit. J. Appl. Phys., 4, S40 (1953).
532. Lucas D. H., Moore D. L., Spurr G. — Int. J. Air Wat. Pollut., 7, 473—500 (1963).
533. Ludwig S. — Chem. Engng, 75, 70, 29th Jan. (1968).
534. Luiz A. M. — Chem. Engng Sci., 22, 1083—90 (1969).
535. Luiz A. M. — Chem. Engng Sci., 24, 119—23 (1969).
536. Lunde K. E. — Ind. Engng Chem., 50, 293 (1958).
537. Lundgren D. A., Whitby K. T. — Ind. Engng Chem. Proc. Des. Dev., 4, 345 (1965).
538. Lunnon R. G. — Proc. Roy. Soc., A110, 319 (1926).
539. Lunnon R. G. — Proc. Roy. Soc., A118, 680 (1928).
540. Lurgi Apperatebau G.m.b.H., Sulfacid Process, pp. 1—9.
541. Maartmann S., The effect of gas temperature and dew point on dust resistivity, 2nd Int. Clean Air Congress, Washington, D. C., Paper EN-34F, 6th—11th Dec. (1970).
542. Macey H. H., The mathematics of chimney heights, paper delivered to the ANZAAS Symp. on Pollution, Jan. (1968).
543. Maczewski-Powinski B., quoted by Boucher, R. M. G. and by Maczewski-Rowinski, B., Int. Clean Air Conf., London, p. 160 (1959), National Society for Clean Air, London (1960).
544. McCabe L. C. — Ind. Engng Chem., 44 (11), 123A, Nov. (1952).
545. McNown J. S., Lee H. M., McPherson M. B., Engez S. M., 7th Int. Cong. App. Mech. Proc. 7, 11 (i), 17 (1948).
546. McNown J. S., Makioka — J. Trans. Am. Geophys. Union, 31, 74 (1950).
547. McWilliams J. A., Pratt H. R. C., Dell F. R., Jones D. A. — Trans. Instn Chem. Engrs, 34, 17 (1956).
548. Magill P. L., Holdeh F. R., Ackley C., Air Pollution Handbook, pp. 13—96, table 13—22, McGraw-Hill, New York (1956).

549. *Mahler E. A. J.*, Standards of emission under the Alkali Act, Proc. Int. Clean Air Congress, London, Oct. (1966). (Reprinted 103rd Annual Report on Alkali Works (1966), pp. 51—58.)
550. *Mantell C. L.*, Adsorption, McGraw-Hill, New York (1945); Also in Perry (Ed.) Chemical Engineer's Handbook, section 14, p. 885 (1950).
551. *Marshall W. R.*, Atomization and spray drying, Chem. Engng Prog. Monogr. Ser., № 2, vol. 50, chaps. I to IX (1954).
552. *Marshall W. R.*, *Seltzer E.* — Chem. Engng Prog., **46**, 501 (1950).
553. *Martin A. E.*, *Reid A. M.*, *Smart J.* — Control, **2** (18), 108 (1959); *ibid.* **3** (19), 91 (1960).
554. *Martin A. H.* — Mining Sci., **63**, 337 (1910).
555. *Marzocchi A.*, *Lachut F.*, *Willis W. H.* — J. Air Pollut. Control Ass., **12** (1), 38 (1962).
556. *Massey O. D.* — Chem. Engng, **66** (№ 14), 143, 13th July (1959).
557. *Masson H.* — Staub, **21**, 459 (1961).
558. *Masuda S.* — Electrotech. J. of Japan, **7**, 108 (1963).
559. *Matijevic E.*, *Kerker M.*, *Kitani S.*, *Espenchild W. F.*, *Farone W. A.* — J. Colloid Sci., **19**, 213 (1964).
560. *Matijevic E.*, *Kitani S.*, *Kerker M.* — J. Colloid. Sci., **19**, 223 (1964).
561. *Matijevic E.*, *Kerker M.*, *Espenchild W. F.*, *Willis E.* — J. Colloid Sci., **20**, 501 (1965).
562. *Matsumoto K.*, *Shiraishi Y.* — Mitsubishi Heavy Industries Ltd. Technical Review, **5**, 59 (1968).
563. *Mattern C. F. T.*, *Brackett F. S.*, *Olson B. J.* — J. Appl. Physiol., **10**, 56 (1957).
564. *Matula B.* — Prace Komis. Mat. Przyrodn, Poznan Towarz, Przyjacio Nauk, **8**, 21 (1957).
565. *May K. R.*, J. Sci. Inst., **22**, 187 (1945).
566. *Medlock R. S.*, Instrument Engineer, **1** (1), 3 (1952).
567. *Медников Е. П.* Акустическая коагуляция и осаждение аэрозолей. Изд-е АН СССР. М. (1963). Translated by C. V. Larrick Consultants Bureau (1965).
568. *Meissner H. P.*, *Mickley H. S.* — Ind. Engng Chem., **41**, 1238 (1949).
569. *Mellor J. F.* — J. Air Pollut. Control Ass., **10** (6), 456—7 (1960).
570. *Menardi & Co.*, 1220 East Grand Ave., El. Segundo, Calif., U. S.
- 570a. *Middleton J. T.*, *Darley E. F.* — Bull. World Health Organisation, **34**, 477—80 (1966).
571. *Mierdel G.* — Z. Tech. Phys., **8**, 564 (1932).
572. *Millikan R. A.* — Phys. Rev., **22**, 1 (1923).
573. Millipore Filter Corp., Bedford, Mass.
574. *Millikan R. C.*, *Kaskan W. E.*, Spectroscopic studies of flame gases, 8th Int. Symp. on Combustion, Pasadena, Cal. (1960), Proc. Paper 23, p. 262 (1962).
575. *Mitchell R. I.*, *Pilcher J. M.*, 5th A. E. C. Air Cleaning Conf., T. I. D. 7551, p. 67 (1957).
576. *Moeller W.*, *Winkler K.* — J. Air Pollut. Control Ass., **18**, 324 (1968).
577. *Möller W.* — Phys. Z., **39**, 57 (1938).
578. *Morgan B. B.* — Research, **10**, 271 (1957).
579. *Morgan B. B.*, *Meyer E. W.* — J. Sci. Inst., **36**, 492 (1959).
580. *Morgan G. B.*, *Ozolins G.*, *Tabor E. C.* — Science, **170**, 289 (1970).
581. *Morita S.*, Operation and economy of the oxygen converter gas recovery process (OG Process), I. S. I. Special Report 83, p. 109 (1964).
582. *Morris G. A.*, *Jackson J.*, Absorption Towers, Butterworths, London (1953).
583. *Moses H.*, *Carson J. E.*, Stack design parameters influencing plume rise, Paper № 67—84, 60th Ann. Meeting Air Pollut. Control Ass., Cleveland, June (1967); J. Air Pollut. Control Ass., **18** (7), 454—7 (1968).
584. *Mulcaster K. D.* — Staub, **21**, 302 (1961).
585. *Mulder H.*, reported by *ter Linden A. J.*, Proc. Instn Mech. Engrs, **160**, 233 (1949).
586. *Müller P.* — Chemie-Ingr-Tech., **31**, 345 (1959).
- 586a. *Müller R. H.* — Analyt. Chem., **40**, 109A, May (1968).
587. *Munroe A. J. E.*, *Masdin E. G.* — Brit. Chem. Engng, **12**, 369 (1967).
588. *Munson J. S.* — Chem. Engng, **75** (22), 147, 14th Oct. (1968).
589. *Muschelknautz E.* — Chemie-Ingr-Tech., **39**, 306—10 (1967).
590. *Muschelknautz E.*, *Brunner K.* — Chemie-Ingr-Tech., **39**, 531—8 (1967).
591. *Nacovsky W.* — Combustion, p. 35, Jan. (1967).
592. *Nagel R.* — Ver. Deut. Ing. Tagungsheft, **3**, 25 (1954).
593. *Натансон Г. Л.* — ДАН СССР (Секция физической химии), **112**, 100 (1957).
594. *Натансон Г. Л.* — ДАН СССР (Секция физической химии), **112**, 696 (1957).
595. *Natanson G. L.* — Soviet Phys. Tech. Phys. (Engl. y trans.), **5**, 538 (1960).
596. *Натансон Г. Л.* — Коллоидн. ж., **24**, 52 (1962).
597. *Натансон Г. Л.*, *Ушакова Е. Н.* — Ж. физ. хим., (Engl. trans.), **35**, 224 (1961).
598. *Neumann E. P.*, *Norton J. L.*, Ultrasonics — two symposia, Chem. Engng Prog. Symp. Ser., № 1, vol. 47, p. 4 (1951).
599. *Nickel W.* — Staub, **23** (11), 508—12 (1963).
600. *Nicklin T.*, *Holland B. H.*, Cleaning of coke oven gas by the Stertford Process, Coke Oven Mgrs Ass., Cardiff, pp. 1—8, Jan. (1963).
601. *Nicklin T.*, *Holland B. H.*, Removal of hydrogen sulphide from coke oven gas, Symposium — Cleaning Coke Oven Gas, Saarbrücken, pp. 1—20, Mar. (1963). National de la Recherche Scientifique, Paris, 1961.)
602. *Nietruch F.*, *Prescher K. E.* — Zeit. Analyt. Chemie, **226**, 259 (1967).
603. *Nonhebel G.*, Air Pollution, Ed. Thring, M. W., chap. 1, Butterworths (1957).
604. *Nonhebel G.*, *Hawkins J. E.* — J. Inst. Fuel, **28**, 530 (1955).
605. *Nord M.* — Chem. Engng, **62** (1), 236 (1955).
606. *Nord M.* — Chem. Engng, **57**, 116, Oct. (1950).
607. *Nordac Ltd.*, Middlesex, England, private communication (1962).
608. *Norman W. S.*, Absorption, Distillation and Cooling Towers, Longmans, London (1961).
609. *Nosov V. A.*, Soviet Progress in Applied Ultrasonics (1963), Consultants Bureau, New York (1965).
610. *Nukiyama S.*, *Tanasawa Y.* — Trans. Soc. Mech. Engrs (Japan), **4** (14), 86 (1938); Quoted by *Lewis, H. C. et al.*, Ind. Engng Chem., **40**, 67 (1948).
611. *Oakes B.* — Int. J. Air Pollut., **3**, 179 (1960).
612. *Oelschläger W.* — Staub, **25**, 528 (1965).
613. *O'Gara P. J.* — Ind. Engng Chem., **14**, 744 (1922).
614. *O'Konski C. T.*, *Doyle G. J.* — Analyt. Chem., **27**, 694 (1955).
615. *Oldenkamp R. D.*, *McKenzie D. E.*, The molten carbonate process for control of sulphur emissions, Air Pollut. Control Ass. Meeting, St. Paul, June (1968).

616. Oldenkamp R. D., Margolin E. D. — Chem. Engng Prog., 65 (11), 73 (1969).
617. Owen P. R. — Int. J. Air Pollut., 3, 1 (1961).
618. Oxy-Catalyst Inc. (Berwyn, Penn.), Basic Engineering Principles of the Oxy-cat, p. 18.
619. Pall D. B. — Ind. Engng Chem., 45, 1197—1202 (1953).
620. Pallinger J. — Staub, 22, 270 (1962).
621. Pangborn Corporation, Hagerstown, Maryland, U. S. A.
622. Parker A., Air pollution legislation, in Air Pollution, p. 365, World Health Organisation, Geneva (1961).
623. Parkington J. W., Laurie Walker S., Colloque Internationaux du Centre National de la Recherche Scientifique, Grenoble, 27th Sept. (1960). (Editions du Centre National de la Recherche Scientifique, Paris, (1961).)
624. Pauthenier M. M. — Compt. Rend., 240, 1610 (1955).
625. Pauthenier M. M., Moreau-Hanot M. — J. Phys. et Rad., Series. 7, 3, 590 (1932).
626. Pauthenier M. M., Moreau-Hanot M. — J. Phys. et Rad., Series 7, 6, 257 (1935).
627. Pearcey T., Hill G. W. — Quart. J. Roy. Met. Soc., 83, 77 (1957).
628. Pearson J. L., Nonhebel G., Ulander P. H. N. — J. Inst. Fuel, 8, 119 (1935).
629. Pemberton C. S. — Int. J. Air Pollut., 3, 168 (1960).
630. Pengelly A. E. S. — J. Inst. Fuel, 35, 210 (1962).
- 630a. Penney G. W. — J. Air Pollut. Control Ass., 19, 596—600 (1969).
631. Pereles E. G., Safety in Mines Research Establishment, U. K. Min. of Power, Report № 144 (1958).
632. Perry J. H. (Ed.), Chemical Engineer's Handbook, 3rd ed., McGraw-Hill (1950).
633. Perry M. G., Handley M. F. — Trans. Instn Chem. Engrs., 45, 367—71 (1967).
634. Persson G. A. — Int. J. Air Wat. Pollut., 10, 845 (1966).
635. Peters M. S. — Chem. Engng, 62 (5), 197 (1955).
636. Peters M. S., Timmerhaus K. D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 2nd ed., McGraw-Hill, New York (1968).
637. Petersen H., Achema — Jahrbuch, vol. II, Technical developments in chemical engineering (1965—1967) (reprint).
638. Petroll J. — Freiberger Forschungshefte, A204, 94 (1961).
639. Petroll J., Langhammer K. — Freiberger Forschungshefte, A250, 175 (1962).
640. Petroll J., Quittner V., Schade G., Zimmermann, L. — Staub Reinhalt. Luft, 27, 115—23 (1967).
641. Pettyjohn E. S., Christiansen E. B. — Chem. Engng Prog., 44, 157 (1948).
642. Pich J. — Staub, 25, 186 (1965).
643. Pich J., Theory of aerosol filtration, in Aerosol Science, Ed. Davies, C. N., chap. 9, Academic Press, New York (1966).
644. Pich J. — Staub Reinhalt. Luft, 29, 407 (1969).
645. Picknett R. G. — Int. J. Air Pollut., 3, 160 (1960).
646. Phillips P. H., The effects of air pollutants on farm animals, 8—8, in Air Pollution Handbook, Ed. Magill, P. L., Holden, F. R. and Ackley, C., McGraw-Hill, New York (1956).
647. Pigford R. L., Colburn A. P., in Perry, J. H. (Ed.) Chemical Engineer's Handbook, 3rd ed., p. 675, McGraw-Hill, New York (1950).
648. Pigford R. L., Pyle C. — Ind. Engng Chem., 43, 1649 (1951).
649. Pitelina N. P., Chemical purification of effluent gases, Paper VII-119, pp. 119—23, W. H. O. Int. Regional Seminar, Moscow—Volgograd, 31st Aug.—20th Sept. (1967).
650. Plumley A. L., Whiddon O. D., Shutko F. W., Jonakin J., Removal of SO₂ and dust from stack gases, Am. Pwr Conf., Chicago, 25th—27th Apr. (1967).
651. Подошернаков Б. Ф. — Журн. прикл. хим., 34, 2664 (1961).
652. Подошернаков Б. Ф., Тартаковский Б. Д. — Журн. прикл. хим., 34, 2573 (1961).
653. Pollock W. A., Tomany J. P., Frieling G., Paper 66 WA/CD-4, Am. Soc. Mech. Engrs Winter Ann. Meeting, New York (1966).
654. Potter A. E., Harrington R. E., Spaite P. W., Limestone dolomite process for flue gas desulphurization, Am. Chem. Soc. Meeting, Chicago, 11th Sept. (1967).
655. Powell A. R., in Chemistry of Coal Utilization, Ed. Lowry, H. H., vol. 2, p. 921, Wiley, New York (1945).
656. Позин М. Е., Мухленов И. П., Тарат Е. Я. — Журн. прикл. хим., 30, 293 (1957).
657. Prat-Daniel (Stroud) Ltd., private communication.
658. Prening O., Baumann R., Moser F. — Staub Reinhalt. Luft, 29, 443 (1969).
659. Pressler A. F., Ph. D. Thesis, Iowa State College, Iowa (1956).
660. Priestley C. H. B., private communication (1959), based on Quart. J. Roy. Met. Soc., 82, 165 (1956).
661. Priestley C. H. B., private communication (1964).
662. Pring R. T. — Air Repair, 4, № 1, May (1954); *ibid.* 4, № 3, Nov. (1954) (reprinted).
663. Prockat F. — Glasers Ann., 106, 73 (1930); *ibid.* 107, 43, 47 (1930).
664. Пшенкай-Северин С. В. — ДАН СССР, 125, 775 (1959).
665. Pulverizing Machinery Ltd., Parnall Rd., Fishponds, Bristol.
666. Pyatt F. B. — Environmental Pollution, 1, 45 (1970).
667. Радужкевич Л. В. — Журн. физ. хим., 32, 282 (1958).
668. Rammler E., Breitling K. — Freiberger Forschungshefte, A56, 5 (1957).
669. Ramskill E. A., Anderson W. L. — J. Colloid Sci., 6, 416 (1951).
670. Ranz W. E., Tech. Report № 8, 1st Jan. (1953), Univ. Ill. Engng Exptl Station.
671. Ranz W. E., Johnstone H. F. — J. Appl. Phys., 26, 244 (1956).
672. Ranz W. E., Wong J. B. — Ind. Engng Chem., 44, 1371 (1952).
673. Ray A. B., United States Technical Conference on Air Pollution, Ed. McCabe, L. C., p. 335, McGraw-Hill, New York (1952).
674. Rayleigh E. Lord — Proc. Roy. Soc. (London), 34, 414 (1882—3).
675. Rayleigh E. Lord — Phil. Mag. (5), B4, 59 (1892).
676. Reed L. E., Trott P. R., Sutton S., Removal of Sulphur Oxides from Flue Gas: The Reinluft Pilot Plant, Report No. LR. 15 (AP), Ministry of Technology, Warren Spring Laboratory, Sept. (1965).
677. Rees R. LL. — J. Inst. Fuel, 25, 350 (1953).
678. Rees R. LL., Instn Mech. Engrs Conf., on The Mechanical Engineers Contribution to Clean Air, p. 34 (1957).
679. Reese J. T., Greco J. — Mechanical Engineering, 90 (10), 34—37 (1968).
680. Reeve L. — J. Inst. Fuel, 31, 319 (1958); See also Gregory S. A. — Brit. Chem. Engng., 5, 340 (1960).

681. *Regener H. V.* — J. Geophys. Res., **69**, 3795 (1964).
682. *Richards J. C.*, in Storage and Recovery of Particulate Solids, Ed. Richards, J. C., Instn Chem. Engrs (London) (1966).
683. *Richardson J. F., Wooding E. R.* — Chem. Engng Sci., **7**, 51 (1957).
684. *Richardson J. F., Zaki W. N.* — Trans. Instn Chem. Engrs., **32**, 35 (1954).
685. *Richardson J. F., Zaki W. N.* — Chem. Engng Sci., **3**, 65 (1954).
686. *Rietema K.*, Cyclones in Industry, Ed. Rietema, K. and Verver, C. G., pp. 46 and 85, Elsevier, Amsterdam.
687. *Riley H. L.*, Iron Steel Inst., Special Report No. 61, p. 129 (1958).
- 687a. *Rjazanov V. A.*, W. H. O. Inter-regional Seminar, Moscow — Wolgograd, 31st Aug. — 20th Sept., pp. 53—56 (1967).
688. *Robinson E., Robbins E. C.*, Sources, abundance and fate of gaseous atmospheric pollutants, Chap. I, Air Pollution Control, vol. II, Ed. Strauss, W., Wiley — Interscience, New York (1971).
689. *Robinson M.* — Anal. Chem., **33**, 109—113 (1961).
690. *Robinson M.* — Am. J. Physics, **30**, 366—72 (1962).
691. *Robinson M.*, The role of turbulence in electrostatic precipitation, Paper № 67—34, 60th Ann. Meeting, Air Pollut. Control Ass., Cleveland, 11th—16th June (1967).
692. *Robinson M.* — Atmospheric Environment, **1**, 193—204 (1967).
693. *Robinson M.*, I.E.E.E. Trans. (Power Apparatus and Systems), **86PAS**, 185—9 (1967).
694. *Robinson M.* — J. Electrochem. Soc., **115**, 131C, May (1968).
695. *Robinson M.* — J. Air Pollut. Control Ass., **18**, 235—9 (1968).
696. *Robinson M.* — J. Appl. Phys., **40**, 5107—12 (1969).
697. *Robinson M.*, Electrostatic precipitation, in Air Pollution Control, Ed. Strauss, W., pt. I, chap. 5, Wiley — Interscience, New York (1971).
698. *Rogers S. M., Edelman S.*, A Digest of State Air Pollution Laws, U. S. Dept. of H. E. W., Washington 25 D. C. (1962).
699. *Rohmann H.* — Z. Physik, **17**, 253 (1923).
700. *Roscoe R.* — Brit. J. Appl. Phys., **3**, 267 (1952).
701. *Rose A. H., Stephan D. G., Stenborg R. L.*, in Air Pollution, p. 307, World Health Organisation, Geneva (1961).
702. *Rose H. E.* — J. Appl. Chem., **2**, 217 (1952).
703. *Rose H. E., Sullivan R. M. E.* — Nature, **184**, 47 (1959).
704. *Rose H. E., Wood A. J.*, An Introduction to Electrostatic Precipitation in Theory and Practice, Constable, London, 1st ed. (1956), 2nd ed. (1963).
705. *Rosenblatt P., La Mer V. K.* — Phys. Rev., **70**, 385 (1946).
706. *Rosih P., Rammler E., Intelmann W.* — Zeit. Ver. Deut. Ing., **76**, 433 (1932).
707. *Rossano A. T., Pilat M. J.*, Recent developments in the control of air pollution from primary aluminium smelters in the United States, Paper En-16-F, 2nd Int. Congress of the Int. Union of Air Pollut. Prevention Assns, 6th—11th Dec., Washington D. C. (1970).
708. *Rossano A. J., Silverman L.*, Heating and Ventilating, p. 102, May (1945).
709. *Roussel A. A., Stephany H.*, Continental Europe Report, Paper II/6, pp. 29—34, Int. Clean Air Cong., Proc. Pt. I, London, Oct. (1966).
710. *Rozovsky H.* — Can. Mining and Met. Bull., **48**, 486 (1955).
711. *Ruckelshausen K.*, Über die Beseitigung von Staubansätzen auf technisch glatten Oberflächen durch Klopfen oder Vibrieren, Dr. Ing. Thesis, Technische Hochschule, Stuttgart (1957).
712. *Rudorfer H., Kramser K.*, Austrian Pat. № 184, 992 (1956).
713. *Ruff R. J.* — Chem. Engng Prog., **53**, 377 (1957); Industrial Gas, Oct. (1955) (reprint).
714. *Ruff R. J., Suter H. R.*, U. S. Pat. № 2, 658, 748 (1950).
715. *Ruff R. J.*, in Air Pollution, Ed. Stern, A. C. vol. 2, p. 356, Academic Press, New York (1962).
716. *Rumpf H., Borho K., Reichert H.* — Staub Reinhalt Luft, **29**, 270—2 (1969).
717. *Ryder C., Smith A. V.* — Inst. Gas Engng Comm., **624**, 1 (1962).
718. *St. Clair H. W.* — Rev. Sci. Inst., **12**, 250 (1941).
719. *St. Clair H. W.* — Ind. Engng Chem., **41**, 2434 (1949).
720. *St. Clair H. W.*, in United States Technical Conference on Air Pollution, Ed. McCabe, p. 382, McGraw-Hill, New York (1952).
721. *St. Clair H. W., Spendlove M. J., Potter E. V.*, U. S. Bur. Mines, Report of Investigation № 4218, Mar. (1948).
722. Sartorius Membranfilter G.m.b.H., Göttingen, Germany.
723. *Saxton R. L., Ranz N. E.* — J. Appl. Phys., **23**, 917 (1952).
724. *Sayers J. E.* — Howden Quarterly, № 45, 21 (1961).
725. *Scaringelli F. P., Saltzman B. E., Frey S. A.*, (i) Spectrophotometric determination of atmospheric sulphur dioxide. (ii) Effects of various parameters on the spectrophotometric determination of sulphur dioxide with pararosanine, Div. of Water, Air and Waste Chemistry ACS, Atlantic City, 13th Sept. (1965).
726. *Scaringelli F. P., Saltzman B. E., Frey S. A.*, Spectrophotometric determination of SO₂ in the atmosphere with pararosanine, Div. of Water, Air and Waste Chemistry ACS, Pittsburgh, 23rd Mar. (1966).
727. *Schadt C. F., Cadle R. D.* — J. Colloid Sci., **12**, 356 (1957).
728. *Schäufler E., Zenneck*, Deutsches Bundes Pat. № 1, 092, 281, 24th Jan. (1953).
729. *Schiele O.* — Ver. Deut. Ing. Tagungsheft, **3**, 20 (1954).
730. *Schiller L., Naumann A.* — Z. Ver. Deut. Ing., **77**, 318 (1933).
731. *Schmidt K. R.* — Staub, **23** (11), 491—501 (1963).
732. *Schmitt K. H.* — Z. Naturforsch., **14a**, 870 (1959).
733. *Schmitt K. H.* — Z. Naturforsch., **14a**, 870 (1959).
734. *Schmidt W. A.* — J. Ind. Engng Chem., **4**, 719 (1912).
735. *Schmidt W. A., Anderson E.* — Elect. Engng, Aug. (1938) (reprint).
736. *Schmiedel J.* — Physik. Z., **29**, 593 (1928).
737. *Schnabel W.* — Staub Reinhalt. Luft, **28** (11), 449 (1968).
738. *Schneider E.* — Mitt. Ver. Grosskesselbesitzer, **80**, 354 (1962).
739. *Schnitzler H.* — Arch. Eisenhüttenwes., **24**, 199 (1953).
740. *Schnitzler H.* — Staub, **23**, 78 (1963).
741. *Schönbeck R.*, Austrian Pat. № 188, 723 (1957).
742. *Schuster H.*, Deutsche Luft- und Raumfahrt Forschungsbericht, 67—35 (1967), quoted by Löffler, F.
743. *Schwartz E., Weppler R.* — Siemens Zeitschrift, **31**, 607 (1957).
744. *Schwarz K.*, Die Staubemissionen kohlegefeuerter Dampfkessel Grossanlagen in der Bundesrepublik Deutschland. Paper V/8, Proc. Pt. I, Int. Clean Air Cong., London, pp. 136—41, Oct. (1966).
745. *Scott D. S., Guthrie D. A.* — Can. J. Chem. Engng., **37**, 200 (1959).

746. *Scurfield G.* — Forestry Abstracts, 21 (3), 1—20 (1960).
747. *Seamens F. L.*, Air Pollution Handbook, Ed. Magill et al., McGraw-Hill, New York (1956).
748. *Seidel W., Kaufmann W.* — Staub, 24, 405—7 (1964).
749. *Seidman E. B.* — Anal. Chem., 30, 1680 (1958).
750. *Sell W.* — Ver. Deut. Ing. Forschungsheft, 347 (1931).
751. *Semrau K. T.*, Emission of fluorides from industrial processes, 130th Ann. Meeting, Am. Chem. Soc., Atlantic City, Sept. (1956).
752. *Semrau K. T.* — J. Air Pollut. Control Ass., 10 (3), 200 (1960).
753. *Semrau K. T.* — Staub, 22, 184 (1962).
754. *Semrau K. T., Marynowski C. W., Lunde K. E., Lapple C. E.* — Ind. Engng Chem., 50, 1615 (1958).
755. *Septier L. G.*, Iron Steel Inst., Special Report № 61, p. 74 (1958).
756. *Sfindex S. A.* (Sarnen, Switzerland), Brit. Pat. № 697, 918 (1950).
757. *Shale C. C.*, private communication (1968).
758. *Shale C. C.*, Ash accumulation on precipitator discharge wires, Paper 68—102, Air Pollut. Control Ass. Ann. Conf., St. Paul, Minn., 23rd—27rd June (1968).
759. *Shale C. C., Bowie W. S., Holden J. H., Strimbeck G. R.*, Characteristics of positive corona for electrical precipitation at high temperatures and pressures, U. S. Bur. Mines, Report of Investigation № 6397 (1964).
760. *Shale C. C., Fasching G. E.*, Operating characteristics of a high temperature electrostatic precipitator, U. S. Bur. Mines, Report of Investigation № 7276 (1969).
761. *Shale C. C., Holden J. H., Fasching G. E.*, Electrical resistivity of fly ash at temperatures to 1500 °F, U. S. Bur. Mines, Report of U Investigation № 7041 (1968).
762. *Shale C. C., Moore A. S.*, Combustion, p. 42, Dec. (1960).
763. *Shale C. C., Simpson P. G., Lewis P. S.*, Removal of sulphur and nitrogen oxides from stack gases by ammonia, A.I.Ch.E. Ann. Meeting, Washington, D. C., 16th Nov. (1969).
764. *Shaw F. M.* — Fuel Econ. Rev., 37, 41 (1959).
765. *Shepherd G. B., Lapple E. C.* — Ind. Engng Chem., 31, 972 (1939).
766. *Sherlock R. H., Stalker E. A.*, Univ. Mich. Engng Research Bull., № 29 (1941).
767. *Sherwood T. K.*, U. S. Pat. № 2, 833, 370 (1958).
768. *Sherwood T. K., Pigford R. L.*, Absorption and Extraction, see particularly pp. 270, 282—5, 347, 368, McGraw-Hill, New York (1952).
769. *Silverman L.*, Eighth A. E. C. Air Cleaning Conf., Oak Ridge, TID 7677, p. 177 (1963).
770. *Silverman L., Connors E. W., Anderson D. M.* — Ind. Engng Chem., 47, 962 (1955).
771. *Silverman L., Connors E. W., Anderson D. M.*, Electrostatic mechanisms in aerosol filtration by mechanically charged fabric media, Harvard School of Public Health, Air Cleaning Laboratory, Report (1956).
772. *Sinclair D.*, O.S.R.D. Report № 865 (1942). Section VA, J. Air Pollut. Control Ass., 17, 105 (1967). See also Handbook on Aerosols, Washington, D. C., U. S. A. E. C. (1950).
773. *Sinclair D., La Mer V. K.* — Chem. Revs., 44, 2 and 5 (1949).
774. *Sisk F. J.*, private communication (1970).
775. *Sjenitzer F.* — Chem. Engng Sci., 1, 101 (1952).
776. *Skinner D. G., Boas-Traube S.*, Symposium on particle size analysis, Instn Chem. Engng and Soc. Chem. Ind., p. 44, Feb. (1947).
777. *Skrebowski J. K., Sutton B. W.* — Brit. Chem. Engng., 6, 12 (1961).
778. *Sly W. W.* Mfg. Co., Cleveland 1, Ohio, Bull. 104.
779. *Smith Sir E.*, Proceeding of the Conference on the Mechanical Engineers Contribution to Clean Air, p. 1, London, Feb. (1957).
780. *Smith M. E. et al.*, Recommended guide for the prediction of the dispersion of airborne effluents, Am. Soc. Mech. Engrs, New York, May (1968).
- 780a. *Smith P. L., Penney G. W.* — Trans. Am. Instn Elect. Engrs (Comm. Elect.), 80, 1, 340 (1961).
781. *Smoluchowski M. von* — Physik Z., 557, 585 (1916); Z. Physik Chemie, 92, 129 (1918).
782. *Societa Industriale Cataversa per Azioni*, French Pat. (cl. C. 01 c), Oct. (1966).
783. *Soderberg C. R.* — Iron Steel Engng., 29 (2), 87 (1952).
784. *Somers E. V.*, Dispersion of pollutants emitted into the atmosphere, in Air Pollution Control, vol. I, chap. 1, Ed. Strauss, W., Wiley — Interscience, New York (1971).
785. *Spaite P. W., Stephan D. G., Rose A. H.* — J. Air Pollut. Control Ass., 11 (5), May (1961).
786. *Sparks L. E., Pilat M. J.* — Atmospheric Environment, 4, 651—60 (1970).
787. *Sperling G.*, Fine Theorie der Haftung von Feststoffteilchen an festen Körpern, Dr. Ing. Thesis, Technische Hochschule, Karlsruhe (1964).
788. *Spielman L., Goren S.* — Env. Sci. Tech., 2, 279 (1968).
789. *Spiers H. M.* (Ed.), Technical Data on Fuels, 6th ed., British National Committee of the World Power Conf., London (1961).
790. *Sproull W. T.* — Ind. Engng Chem., 47, 940 (1955).
791. *Sproull W. T.*, A.I.E.E. Preprint Winter General Meeting, Paper № CP57-46, 21st—25th Jan. (1957).
792. *Sproull W. T.* — J. Air Pollut. Control Ass., 10, 307 (1960).
793. *Sproull W. T.* — J. Air Pollut. Control Ass., 16 (8), 439—41 (1966).
794. *Sproull W. T., Nakada Y.* — Ind. Engng Chem., 43, 1350 (1951).
795. *Spurny K., Lodge J. P.* — Staub Reinhalt. Luft, 28, 179—503 (1968).
796. *Squires A. M.* — Chem. Engng., 74, 133, 20th Nov. (1967).
797. *Squires A. M.*, Cyclic use of calcined dolomite, in Advances in Chemistry, 69, pp. 205—9, Fuel Gasification ACS (1967).
798. *Stafford E., Smith W. J.* — Ind. Engng Chem., 43, 1346 (1951).
799. *Stairmand C. J.*, Symposium on particle size analysis, Instn Chem. Engrs and Soc. Chem. Ind., p. 77, 4th Feb. (1947).
800. *Stairmand C. J.* — Engineering, 168, 409 (1949).
801. *Stairmand C. J.* — Trans. Instn Chem. Engrs, 28, 130 (1950).
802. *Stairmand C. J.* — Engineering, 171, 585 (1951).
803. *Stairmand C. J.* — Trans. Instn Chem. Engrs, 29, 356 (1951).
804. *Stairmand C. J.* — J. Inst. Fuel, 29, 58 (1956).
805. *Stairmand C. J.* — Chemical Engineer, CE 310 (1965).
806. *Stairmand C. J., Kelsey R. N.* — Chemistry and Industry, p. 1324 (1955).
807. *Standard Filterbau G.m.b.H.*, 44 Münster (Westf.), Germany.
808. *Stanton T. E., Panell J. R.* — Phil. Trans., A214, 199—224 (1914).

809. *Стечкина И. Б.* — ДАН СССР, **167**, 1327 (1965).
810. *Stefan J.* — Sitzb. Wien Akad. Wiss., **77**, 371 (1878); **99**, 161 (1879).
811. *Stephan D. G., Walsh G. W.* — Ind. Engng Chem., **52**, 999 (1960).
812. *Stephens E. J., Morris G. A.* — Chem. Engng Prog., **47**, 232 (1951).
813. *Sterling P. H., Ho H.* — Ind. Engng Chem., **53** (6), 52A (1961).
814. *Stern A. C.*, Air pollution standards, in Air Pollution, Ed. Stern, A. C., vol. 2, p. 451, Academic Press (1962).
815. *Stern A. C.*, Analysis, monitoring and surveying, in Air Pollution, vol. 11, 2nd ed., Academic Press, New York (1968).
816. *Stern S. C., Zeller H. W., Schekman A. I.* — J. Colloid. Sci., **15**, 546 (1960).
817. *Stevens R. K., O'Keeffe A. E.* — Anal. Chem., **42** (2), 143A (1970).
818. *Stites J. G., Horlacker W. R., Bachofer J. L. C., Bartman J. S.*, The catalytic-oxidation system for removing SO₂ from flue gas, Monsanto Report, St. Louis (1969).
819. *Stokes C. A.* — Chem. Engng Prog., **46**, 423 (1950).
820. *Stokes G. G.* — Trans. Camb. Phil. Soc., **9** (ii), 8 (1950).
821. *Storch O.* — Staub Reinhalt. Luft, **26**, 479 (1966).
822. *Strauss W.*, unpublished calculations.
823. *Strauss W.*, Ph. D. Thesis, Univ. of Sheffield (1959).
824. *Strauss W.*, Aust. Pat. Application 41, 506/68, 1st Aug. (1968).
825. *Strauss W.*, The control of sulphur emissions from combustion processes, in Air Pollution Control, Ed. Strauss, W., vol. I, chap. 3, p. 95, Wiley-Interscience, New York (1971).
826. *Strauss W.*, unpublished experiments.
827. *Strauss W.*, Cyclone separator, Aust. Pat. № 403, 736, 22nd June (1970).
828. *Strauss W., Cock W. H.*, Paper № 1:1, 2nd Sydney Clean Air Conf. (1965).
829. *Strauss W., Lancaster B. W.* — Atmospheric Environment, **2**, 135 (1968).
830. *Strauss W., Lancaster B. W.*, Condensation effects in scrubbers, chap. 7 in Air Pollution Control, vol. I, Ed. Strauss, W., Wiley-Interscience, New York (1970).
831. *Strauss W., Thring M. W.* — J. Iron Steel Inst., **196**, 62 (1960).
832. *Strauss W., Thring M. W.* — J. Iron Steel Inst., **193**, 216 (1959).
833. *Strauss W., Thring M. W.* — J. Iron Steel Inst., **196**, 62 (1960).
834. *Strauss W., Thring M. W.* — Trans. Instn Chem. Engrs., **41**, 248 (1963).
835. *Strauss W., Woodhouse G.* — Brit. Chem. Engng., **3**, 620 (1958).
836. *Streight H. R. L.* — Can. J. Chem. Engng., **36**, 3 (1958).
837. *Strohm G. H.*, Atmospheric dispersion of stack effluents, in Air Pollution, 2nd ed., Ed. Stern, A. C., vol. I, p. 227, Academic Press, New York and London (1968).
838. *Stuckmeier H.* — Staub Reinhalt. Luft, **28**, 2002 (1968).
839. Sturtevant Engineering Co. Ltd., Southern House, Cannon St., London, E. C. 4, «Ludgate Collector».
840. *Sullivan J. L., Kafka F. L., Pottinger J.*, Paper 12, Sydney Clean Air Conf. (1965).
841. *Sullivan R. R., Hertel K. L.* — J. Appl. Phys., **11**, 761 (1940).
842. *Syndelöf L. O.* — Staub Reinhalt. Luft, **27**, 358 (1967).
843. *Sutton O. G.* — Quart. J. Roy. Meteorol. Soc., **73**, 426 (1947).
844. *Sutton O. G.* — J. Met., **7**, 307 (1950).
845. *Svanda J.* — Int. J. Chem. Engng, **7** (2), 238—45 (1967).
846. Swift, James & Son Ltd., London, Leaflet on Graticules.
847. *Taga, Tahakide*, Continental Asia: Report Paper II/4, Proceedings, vol. I, pp. 22—24, Int. Clean Air Congress, Pt. I, London, Oct. (1956).
848. *Taggart A. F.*, Handbook of Mineral Dressing Chapman & Hall, p. 9—07 (1947).
849. *Taheri M., Calvert S.* — J. Air Pollut. Control Ass., **18**, 240 (1968).
850. *Taigel P. G.*, Safety in Mine Research Establishment (Sheffield), Report № 48 (1952).
851. *Taylor J. R., Hasegawa A., Chambers L. A.*, Air Pollution, p. 293, World Health Organisation, Geneva (1961).
852. *Teller A. J.* — Chem. Engng Prog., **63** (3), 75 (1967).
853. *Terabe M., Oomichi S.*, Relationships between sulphur dioxide concentrations determined by West-Gaeke and conductivity methods, Paper No. 67—108, presented at 60th Air Pollut. control Ass., Meeting, Cleveland, 11th June (1967).
854. *Theodorsen T., Regier A.*, N.A.C.A. Report 793 (1944).
855. *Thom A.* — Proc. Roy. Soc. (London), **41A**, 651 (1933).
856. *Thomas D. G., Lapple C. E.* — A.I.Ch.E.J., **7**, 203 (1961).
857. *Thomas J. W., Yoder R. E.* — A. M. A. Arch Ind. Health, **13**, 545, 550 (1956).
858. *Thomas M. D.*, Air Pollution, p. 233, World Health Organisation, Geneva (1961).
859. *Thomas M. D., Hill G. R.* — Plant Physiol., **10**, 291 (1935).
860. *Thompson B. W., Strauss W.* — Chem. Engng Sci., **26**, 35—45 (1971).
861. *Thring M. W.* — J. Inst. Fuel, **12**, 558 (1938).
862. *Thring M. W.*, Science of Flame and Furnaces, 2nd ed., Chapman & Hall, London (1962).
863. *Timoshenko V. I.* — Akust. Zhur., **11** (1) (1965).
864. *Torgeson W. L.*, quoted by Stern, A. C., Zeller, H. N. and Schekman, A. I., J. Colloid. Sci., **15**, 546 (1960).
865. *Torobin L. B., Gauvin W. H.* — Can. J. Chem. Engng., **37**, 129, 167, 224 (1959); **38**, 142, 189 (1960); **39**, 113 (1961).
866. *Townsend J. S.* — Electricity in Gases, p. 376, Oxford (1915).
867. *Troost N.* — Proc. I. E. E., **101**, 369 (1954).
868. *Tuorila P.* — Kolloidchem. Beih., **24**, 1 (1927).
869. *Turitzin A. M.* — J. Structural Div. A.S.C.E., **89** (SC2), Proc. Paper 3479, 49—73 (1963).
870. *Turk A.* in Air Pollution, Ed. Stern, A. C., vol. 2, p. 384, Academic Press, New York (1962).
871. *Turnbull S. G., Benning A. F., Feldmann G. W., Lynch A. L., McHarness R. C., Richards M. K.* — Ind. Engng Chem., **39**, 286 (1947).
872. *Tverskoi P. N.*, Physics of the Atmosphere: a Course in Meteorology, Israel Programme for Scientific Translations, pp. 315—27 (1965).
873. *Twoney S.* — J. Phys. Chem., **30**, 941 (1959).
874. *Tyndall J.* — Proc. Roy. Inst., **6**, 3 (1870).
875. U. K. Ministry of Housing and Local Government Clean Air Act (1956), Memorandum on Chimney Heights, H.M.S.O., London (1963); 2nd ed. (1967).
876. *Ulrich H.* — Mitt. Ver. Grosskesslerbesitzer, **81**, 413 (1962).
877. *Umney L. E. R.*, National Gas Turbine Est., Pyestock. Report No. R33 (1948) (quoted by Daniels, T. C.).
878. Union Carbide Corpn, Linde Div., Catalogue F-1026-B, Linde Molecular Sieves.
879. Union Carbide Corpn, V National Carbon Division Catalogue.

880. United States of America, Public Law 90—148, 90th Congress, S. 780, 21st Nov. (1967).
881. Предельно допустимые концентрации вредных веществ в воздухе и воде. Изд. 2-е. Л., Химия, 1975. 456 с.
882. Ужов В. Н. Очистка промышленных выхлопных газов. Госхимиздат, Москва (1959).
883. Vajda S. — Iron Steel Engrn., 29 (7), 111 (1952).
884. Valentin F. H. H., 33rd Int. Cong. Ind. Chemistry, Toulouse. Quoted by Brit. Chem. Engng.
885. Van Dyke M., Perturbation Methods in Fluid Mechanics, chap. 5V, Academic Press, New York (1964).
886. Величко М. В., Радущкевич Л. В. — ДАН СССР, 154, 415 (1964).
887. Vermeulen T. in Advances in Chemical Engineering, vol. 2, p. 148, Wiley, New York (1958).
888. Visco Engineering Co. Ltd., Stafford Road, Croydon, Surrey.
889. Vokes Ltd., Henley Park, Guilford, Surrey, England.
890. Vollheim G., Domin G., A Catalytic After-Burning, Schilde Schriftenreihe, Band 10, Mar. (1966).
891. Volmer M., Kinetik der Phasenbildung, Diedrich Steinkopff Verlag, Leipzig (1939).
892. Vonnegut B. — J. Acoust. Soc. Am., 26, 18 (1954).
893. Vonnegut B. — J. Acoust. Soc. Am., 27, 430 (1955).
894. Wadell H. — J. Frank. Inst., 217, 459 (1934).
- 894a. Wahnschaffe E., Mitt. Ver. Grosskesselbesitzer, 83, 72 (1963).
895. Waid D. E., Effective methods of direct flame incineration of organic materials, Air Pollut. Control Ass., East Central Section, Youngstown, Sept. (1968).
896. Waldmann L. — Z. Naturforsch., 14A, 589 (1959).
897. Waldmann L., Schmitt K. H., Thermophoresis and diffusiophoresis of aerosols, chap. 6 in Aerosol Science, Ed. Davies, C. N., Academic Press, London (1966).
898. Walker A. B., Enhanced scrubbing of black liquor boiler fume by electrostatic pre-agglomeration, 56th Ann. Meeting of Air Pollut. Control Ass., Detroit, Mich., 9th June (1963).
899. Walker A. B., Hall R. M. — J. Air Pollut. Control Ass., 18, 319 (1968).
900. Wallis E. — Brit. Chem. Engng., 7, 833 (1962).
901. Walter E. — Staub, 42, 678 (1955).
902. Walter E. — Staub, 48, 14 (1957).
903. Walter E. — Staub, 53, 88 (1957).
904. Walton W. H., Symposium on particle size analysis, Trans. Instn Chem. Engrs, and Soc. Chem. Ind., p. 136, Feb. (1947).
905. Walton W. H., Woodcock A. — Ind. A J. Air Pollut., 3, 129 (1960).
906. Wandt C. J., Dailey L. W. — Hydrocarbon Process, 46 (10), 155 (1967).
907. Watkins E. R., Darby K., The application of electrostatic precipitation to the control of fume in the steel industry, I. S. I. Special Report № 85, pp. 24—35 (1964).
908. Watson K. S., Blecher K. J., Investigation of electrostatic precipitators for large P. F. fired boilers, Clean Air Conf., Sydney, Paper 2.10 (1965).
909. Webb R. L., Paint Industry Magazine, Jan. (1958); ibid. Oct. (1958).
911. Weber E. — Staub, 20, 338 (1960).
912. Weber E. — Staub Reinhalt. Luft, 28, 462 (1968).
913. Weber K. — Z. Naturforsch., 1, 217 (1946).
914. Weidner G. — Ver. Deut. Ing. Tagungsheft, 3, 16 (1954).
915. Wellman F. — Feuerungstechnik, 26, 137 (1938).
916. Wells A. C., Chamberlain A. C. — Brit. J. Appl. Phys., 18, 1793—9 (1967).
917. Werner K. D. — Chem. Engng, 75 (25), 179—84, 4th Nov. (1968).
918. West P. W., Gaeke G. C. — Anal. Chem., 28 1816 (1966). West P. W., Gaeke G. C., Nauman R. V., Tron F. — ibid. 32, 1307 (1960).
919. Westerboer I. — Staub, 21, 466 (1961).
920. Western Precipitation Corp'n Design, Los Angeles 54, Calif., U. S., Methods for the Determination of Velocity, Volume, Dust and Mist Content of Gases, Bull. WP-50, 6th ed. (1958).
921. Wesinghouse, Electric Corp'n, Pittsburgh, Pa. 15222.
922. Wheeler A., Advances in Catalysis, Ed. Frankenburg W. G. et al., vol. 3, p. 250, Academic Press, New York (1951).
923. Whitby K. T. — Am. Soc. Heat. Refrig. Air Cond. Engrs J., 7, (9), 56—65 (1965).
924. White C. M. — Proc. Roy. Soc. (London), A186, 472 (1946).
925. White H. J. — Trans. A.I.E.E., 70, II, 1186 (1951).
926. White H. J. — Trans. A.I.E.E., 71, I, 326 (1952).
927. White H. J. — Air Repair, 3 (2), 79 (1953).
928. White H. J. — Ind. Engng Chem., 47, 932 (1955).
929. White H. J. — Chem. Engng Prog., 52, 244 (1956).
930. White H. J., Air Pollut. Control Ass. Silver Jubilee Meeting, June (1957), Paper 57—35 (Reprint).
931. White H. J., Colloques Internationaux du Centre National de la Recherche Scientifique, Grenoble, 27th Sept. (1960). (Editions du Centre National de la Recherche Scientifique, Paris, 1961.)
932. White H. J., Industrial Electrostatic Precipitation, Addison-Wesley, Reading, Mass. (1963).
933. White H. J., Baxter W. A. — Am. Soc. Mech. Engrs, Paper № 59-A-279 (1959).
934. White H. J., Cole W. H., 52nd Air Pollut. Control Ass. Meeting, Paper 59—48, June (1959).
935. White P. A. F., Smith, S. E. (Eds.), High Efficiency Air Filtration, Butterworths, London (1964).
936. Whiteley A. B., Reed L. E. — J. Inst. Fuel, 32, 316 (1959).
937. Whitman, W. G. — Chem. Met. Eng., 29, 146 (1923).
938. Whynes A. L. — Trans. Instn Chem. Engrs (London), 34, 118 (1956).
939. Whyllaw-Gray R., Patterson H. S., Smoke, E. Arnold, London (1932).
940. Wickert K. — Mitt. Ver. Grosskesselbesitzer, 83, 74 (1963).
941. Wieselsberger C. — Phys. Z., 23, 219 (1922).
942. Wiggings E. J., Campbell W. B., Maass O. — Can. J. Res., 17, 318 (1939).
943. Wilke C. R., Houghen O. A. — Trans. Am. Instn. Chem. Engrs, 41, 445 (1945).
944. Williams D. J. — Coal. Res. C.S.I.R.O., 23, 7, July (1964). (Quoting average equilibrium constants based on Bodenstein and Pohl, Kapustinsky and Shamowsky, and Evans and Wagman.)
945. Williams J. L., Jackson R., Third Cong. of the European Federation of Chemical Engineering — Section, «The Interaction Between Fluids and Particles», P. C. 51, 22nd June (1962).
946. Williams R. — Chem. Engng, 54 (12), 124 (1947).

947. *Wilson B. W.* — *Aust. J. Appl. Sci.*, 4, 47 (1953).
948. *Winkel A., Schütz A.* — *Staub*, 22, 343 (1962).
949. *Wolf E. F., von Hohenleiten H. L., Gordon M. B.*, *Int. Clean Air Conf.*, London, p. 239 (1959).
950. *Wong J. B., Johnstone H. F.*, *Univ. Ill. Eng. Exp. Station Report № 11* (1953).
951. *Wood C. W.* — *Trans. Instn Chem. Engrs*, London, 38, 54 (1960).
952. *Woollam J. P. V., Jackson A.* — *Chem. Engng Group of Soc. Chem. Ind.*, 27, 43 (1945).
953. *World Health Organization Inter-Regional Seminar on Air Quality and Methods of Measurement Report WHO/PA/23* (1963).
954. *World Health Organization Expert Committee on Atmospheric Pollutants*, W. H. O. Tech. Rep. Ser. 271 (1964).
955. *World Health Organization, Air Pollution — A Survey of Existing Legislation*, W. H. O., Geneva, p. 20 (1963).
956. *Yavorsky P. M., Mazzocco N. J., Rutledge G. D., Gorin E.* — *Env. Sci. Tech.*, 4, 757 (1970).
957. *Yocom J. E.* — *Chemical Engineering*, p. 103, 23rd July (1962).
958. *Zahn R.* — *Staub*, 21, 56 (1961).
959. *Zahn R.* — *Staub*, 23, 343—52 (1963).
960. *Zebel G.* — *Kolloid Zh.*, 157, 37 (1958).
961. *Zebel G.*, *Coagulation of aerosols*, in *Aerosol Science*, chap. 2, Ed. Davies, C. N., Academic Press, London (1966).
962. *Земсков И. Ф., Степанов А. С., Мелких А. П.* — *Журн. прикл. хим.*, 35, 11 (1962) (reported by Taheri and Calvert [849]).
963. *Zenitgraf K. M.* — *Staub Reinhalt. Luft*, 28, 94 (1968).
964. *Zernick W.* — *Brit. J. Appl. Phys.*, 8, 117 (1957).
965. *Zysk E. D., Toenshoff D. A.*, *Calibration of refractory metal thermocouples*, ISA Paper 12.11 4 66, ISA 21st Ann. Conf., New York (1966); See also *Inst. Tech.*, 14, 49 (1967) and *Engelhard Ind. Tech.*, Bull., 7, 137 (1967).

ВЕРНЕР СТРАУС

ПРОМЫШЛЕННАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

Редактор

И. В. Лебедева

Художник

Е. В. Бекетов

Художественный редактор

Н. В. Носов

Технический редактор

В. В. Лебедева

Корректоры Л. В. Лазуткина,

В. А. Лобанова

ИБ № 879

Сдано в наб. 16.12.80.

Подп. к печ. 12.03.81.

Формат бумаги 60×90¹/₁₆.

Бумага книжно-журнальная.

Гарнитура литературная.

Печать высокая. Усл. печ. л. 38,5.

Усл. кр.-отт. 38,5. Уч.-изд. л. 42,96.

Тираж 7000 экз. Зак. 1144.

Цена 3 р. 10 к. Изд. № 1714.

Ордена «Знак Почета»

издательство «Химия».

107076, Москва, Стромынка, 13.

Московская типография № 11

Союзполиграфпрома при

Государственном комитете СССР

по делам издательства, полиграфии

и книжной торговли.

113105, Москва, Нагатинская ул., 1.